ANA FRANCISCA MIHĂILESCU
ION BĂNĂȚEANU

EXPLOATAREA ȘI ÎNTREȚINEREA UTILAJELOR ȘI INSTALAȚIILOR DIN INDUSTRIA CHIMICĂ

Manual pentru licee industriale cu profil de chimie, clasa a XII-a, și școli profesionale

EDITURA DIDACTICĂ ȘI PEDAGOGICĂ
București — 1978

ing. ANA FRANCISCA MIHĂILESCU
ing. ION BĂNĂȚEANU

EXPLOATAREA ȘI ÎNTREȚINEREA UTILAJELOR ȘI INSTALAȚIILOR DIN INDUSTRIA CHIMICĂ

Manual pentru licee industriale cu profil de chimie, clasa a XII-a, și școli profesionale

EDITURA DIDACTICĂ ȘI PEDAGOGICĂ
București — 1978

Capitolul 1

DIFUZIUNEA

Difuziunea este deplasarea reciprocă şi spontană a componenţilor în interiorul unui amestec (format din una sau mai multe faze), în care există diferenţe de concentraţii ale acestor componenţi.

A. NOŢIUNI GENERALE

Un sistem omogen este acela în care are loc dizolvarea completă a componenţilor, cu formarea unei singure faze. Deci, faza este o parte omogenă a unui sistem alcătuit din unul sau mai mulţi componenţi miscibili între ei.

Exemple de sisteme omogene, constituind o singură fază, care prezintă interes industrial, sînt amestecurile gazoase (gaz+gaz şi gaz+vapori) şi soluţiile lichide (lichid+gaz, lichid+lichid, lichid+solid).

Exemple de sisteme conţinînd două faze sînt: un amestec de două lichide nemiscibile, sistemul vapori-lichid, sistemul gaz-lichid (în care cel puţin unul din componenţii amestecului gazos nu se dizolvă în lichid).

Caracteristica principală a oricărei faze este compoziţia ei cantitativă (conţinutul diferitelor componente) exprimată în fracţii molare, kilograme sau kilomoli la 1 m^3 volum de fază, kilomoli la 1 kilomol de dizolvant sau de gaz inert, în procente de masă sau în părţi din masa totală a fazei.

Separarea sistemelor omogene în componentele lor din amestec şi formarea sistemelor omogene din cele eterogene se realizează prin deplasarea (transferul, pătrunderea) unor componente ale sistemului dintr-o fază în alta, prin difuziune moleculară. Exemple de procese bazate pe difuziune, în care se realizează separarea analitică, adică obţinerea de componente pure din amestecuri omogene, sînt absorbţia (separarea

amestecurilor omogene gazoase), extracţia lichid—lichid, şi rectificarea (separarea amestecurilor omogene lichide) ş.a.

În toate aceste procese de difuziune — denumite şi *procese de transfer de substanţă sau transfer de masă* — se urmăreşte schimbarea compoziţiei fazelor, fără a se produce schimbări chimice.

Desfăşurarea proceselor de difuziune implică prezenţa în sistem a două faze (nemiscibile) care sînt aduse în contact direct, pentru a se efectua schimbul (transferul) de substanţă între ele. Procesul de schimb de substanţă între aceste faze (trecerea substanţei dintr-o fază în alta) are loc la suprafaţa de contact dintre cele două faze (la interfaţă); el apare spontan şi, în condiţii neschimbate de presiune şi temperatură, se desfăşoară pînă cînd, între faze, se stabileşte un echilibru dinamic de fază. La echilibru pe unitatea de timp, din prima fază trece în cea de-a doua acelaşi număr de molecule care trece din a doua fază în prima.

Procesul de difuziune decurge numai cu distrugerea echilibrului de fază; în acest caz, schimbul de substanţă are loc pe direcţia variaţiei concentraţiei substanţei (componentei) care difuzează, şi anume în sensul scăderii concentraţiei acesteia. Factorul care conduce la apariţia şi menţinerea transferului de substanţă se datoreşte diferenţei de concentraţii, deplasarea moleculelor avînd loc totdeauna din zone ale sistemului cu concentraţii mai ridicate, spre zone cu concentraţii mai scăzute. Forţa motrice a transferului de substanţă îl constituie *gradientul de concentraţie* $\frac{-\mathrm{d}C}{\mathrm{d}x}$, care, din punct de vedere fizic, arată cu cît variază concentraţia pe unitatea de drum a componentei care difuzează. În acelaşi timp, gradientul de concentraţie arată în ce măsură cele două faze aflate în contact (şi între care se desfăşoară transferul de substanţă) sînt mai aproape sau mai departe de condiţiile de echilibru dinamic (caracterizat prin compoziţia constantă a fazelor, deci prin valori nule ale gradientului de concentraţie). La stabilirea echilibrului dinamic de fază, difuziunea încetează, schimbul de substanţă nu mai are loc.

Întotdeauna, rezultată din tendinţa sistemului de a ajunge la echilibru dinamic de fază, difuziunea constituie o deplasare reciprocă a componenţilor în interiorul unui amestec (format din una sau mai multe faze*), ca urmare a lipsei de echilibru în toate zonele acestuia.

În funcţie de modul în care se produce transportul (deplasarea) componenţilor, difuziunea poate fi *moleculară* — apărută ca rezultat al mişcării dezordonate a moleculelor — sau *turbulentă* (*convectivă*), cînd componentul trece dintr-o fază în alta nu numai datorită mişcării mo-

---

* Rezultatul difiziunii unui component într-un amestec constituind o singură fază este uniformizarea concentraţiilor componentului respectiv în masa amestecului.

leculare ci și datorită deplasării unei faze față de cealaltă. Difuziunea moleculară care apare în medii imobile (sisteme care nu se găsesc în mișcare) sau în medii aflate în mișcare laminară, se desfășoară foarte lent, cu viteze mici, deci cu eficiență redusă; de aceea, un mare interes practic îl prezintă difuziunea convectivă care, în instalațiile industriale, se realizează prin circulația în contracurent a celor două faze, în regim de curgere turbulentă.

B. ECUAȚIILE FUNDAMENTALE ALE DIFUZIUNII

1. *Legea lui Fick*

Legea matematică a difuziunii este legea lui Fick:

$$n = -D \cdot S \frac{dC}{dx}, \qquad (1—1)$$

în care:

n este cantitatea de substanță (kmol/s) care difuzează în unitatea de timp prin suprafața S;

$\frac{dC}{dx}$ — variația concentrației C (kmol/m^3) a substanței care difuzează pe distanța x (m) normală la suprafața S;

S — aria suprafeței (m^2) prin care are loc difuziunea;

D — coeficientul de difuziune (m^2/s).

Coeficientul de difuziune al unei substanțe oarecare este o caracteristică fizică a acesteia, care exprimă capacitatea de „pătrundere" a ei într-un mediu oarecare. Din punct de vedere fizic, coeficientul de difuziune reprezintă cantitatea de substanță care difuzează în unitatea de timp prin unitatea de suprafață, cînd concentrația substanței scade cu o unitate pe unitatea de lungime în direcția difuziunii.

Valorile numerice ale coeficientului de difuziune depind de natura substanței care difuzează și a mediului în care are loc difuziunea, precum și de temperatură și de presiune; într-un anumit domeniu de concentrație, coeficientul de difuziune D este independent de concentrația

substanței care difuzează. Aceste valori se determină prin calcul sau pe cale experimentală. În lichide, valorile coeficientului de difuziune sînt mult mai mici decît în gaze.

2. *Difuziunea în amestecuri binare de gaze*

Cînd într-o zonă oarecare a unui amestec binar de gaze (format din doi componenți A și B) există diferențe de concentrație, componenții amestecului difuzează, tinzînd să uniformizeze compoziția amestecului. Acesta este cazul difuziunii într-o singură fază.

Aplicînd legea lui Fick pentru difuziunea ambilor componenți în direcția x, se poate demonstra că, în amestecul binar de gaze, difuziunea este echimolară și în contracurent. Aceasta înseamnă că, prin două suprafețe egale, situate la distanța x una față de cealaltă în interiorul unei faze gazoase conținînd doi componenți A și B, vor difuza în unitatea de timp, în sensuri opuse, cantități de substanță n_A și n_B egale, adică $n_A = -n_B$.

3. *Difuziunea între două faze*

Avînd o importanță deosebită pentru industrie, difuziunea în două faze are loc prin traversarea de către componenții care difuzează — a interfeței (frontierei) care separă cele două faze. Potrivit celor expuse anterior, transferul de substanță dintr-o fază în alta depinde de gradientul concentrației din fiecare fază.

a. Mecanismul difuziunii. Echilibrul între faze

Se consideră un sistem compus dintr-o fază lichidă L și o fază gazoasă conținînd doi componenți A și B, dintre care numai unul, A este solubil în lichid. La punerea în contact a celor două faze, moleculele componentului solubil A vor începe să difuzeze din faza gazoasă în faza lichidă, trecînd prin filmul de lichid de la interfața care separă cele două faze. Datorită consumului de component A, presiunea parțială a acestuia, în faza gazoasă va scădea; prin mișcarea moleculară, moleculele de component A vor difuza în masa de lichid, iar o parte din ele vor ieși din nou în faza gazoasă în număr cu atît mai mare, cu cît concentrația acestora la suprafața lichidului este mai mare. Cu cît crește numărul de molecule de component gazos A în faza lichidă, cu atît numărul celor care se reîntorc în faza gazoasă este mai mare.

În final, datorită difuziunii, se atinge situaţia de echilibru dinamic, la care, numărul de molecule de component *A* care se reîntoarce în faza gazoasă este egal cu numărul de molecule (din acelaşi component *A*) care intră în faza lichidă. Astfel, prin difuziune, se ajunge la situaţia în care concentraţiile componentului solubil gazos *A* în cele două faze devin constante (dar nu egale); aparent, difuziunea a încetat.

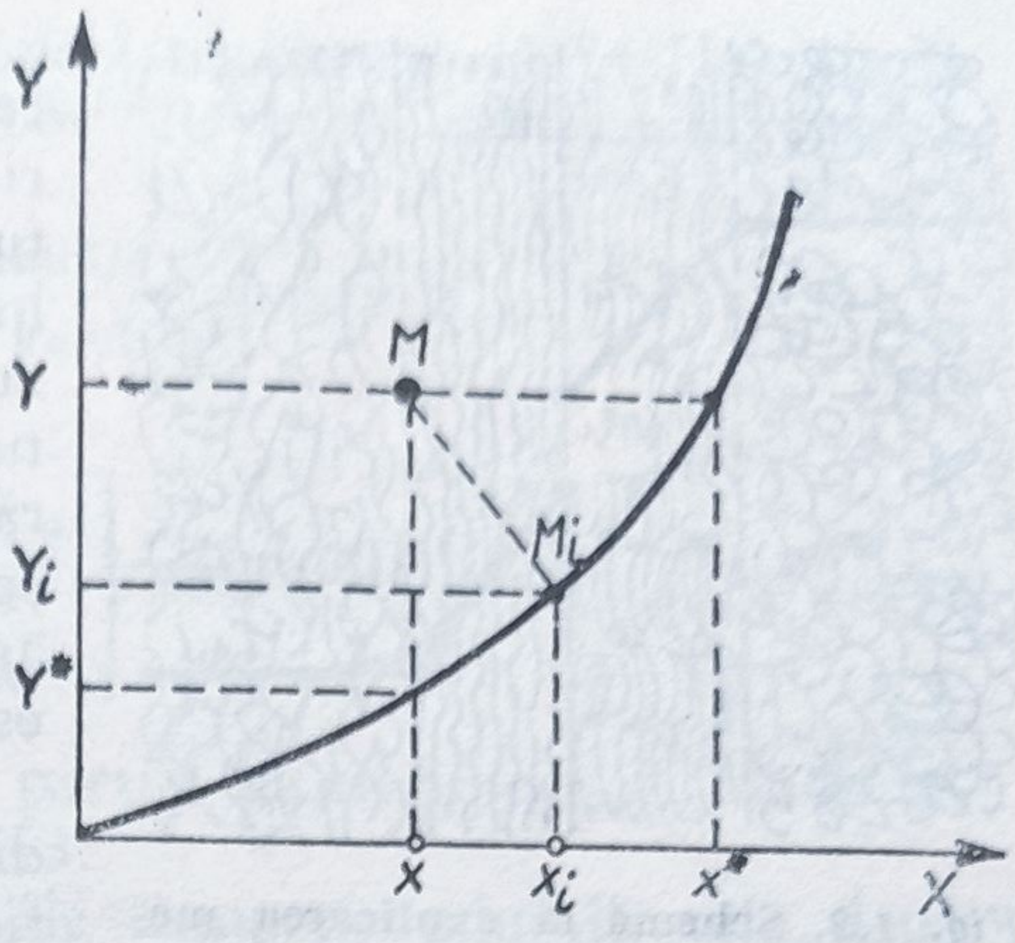


Fig. 1.1. Curba de echilibru a concentraţiilor la difuziunea unui gaz dintr-un amestec gazos într-un lichid.

Mărind concentraţia de component solubil *A* în amestecul gazos, difuziunea reîncepe, ajungîndu-se, după un timp, la un nou echilibru în care concentraţiile de component gazos *A* în ambele faze sînt mai ridicate, dar constante. Crescînd în continuare concentraţia componentului solubil *A* în amestecul iniţial *A*+*B*, după fiecare creştere a acesteia se ajunge la un alt echilibru. Prin determinarea experimentală a concentraţiei de component *A* în fiecare din faze după fiecare creştere a concentraţiei de component *A* în amestecul iniţial, se obţine relaţia de echilibru între cele două faze reprezentată prin curba de echilibru din figura 1.1.

În cazul prezentat mai sus, componentul gazos *A*, solubil în lichid, este distribuit între cele două faze nemiscibile (deoarece componentul *B* nu este miscibil în lichid).

Majoritatea proceselor de transfer de substanţă au loc în regim staţionar, cu flux continuu şi constant al fazelor în contact, ceea ce face ca, în orice punct, concentraţia fazelor să rămînă constantă în timp.

b. Forţa motrice a transferului de substanţă. Coeficienţi parţiali şi totali de transfer de substanţă

Mecanismul schimbului de substanţă (în cazul de mai sus, component solubil *A*) între cele două faze poate fi explicat prin teoria stratului dublu, care presupune că de o parte şi de alta a interfeţei (respectiv în masa de gaz şi de lichid) se formează două straturi limită de grosime x_g şi x_l în care transportul de substanţă are loc prin difuziune moleculară. Se consideră că întreaga rezistenţă care se opune difuziunii este localizată în cele două straturi limită (presupuse a avea o curgere laminară).

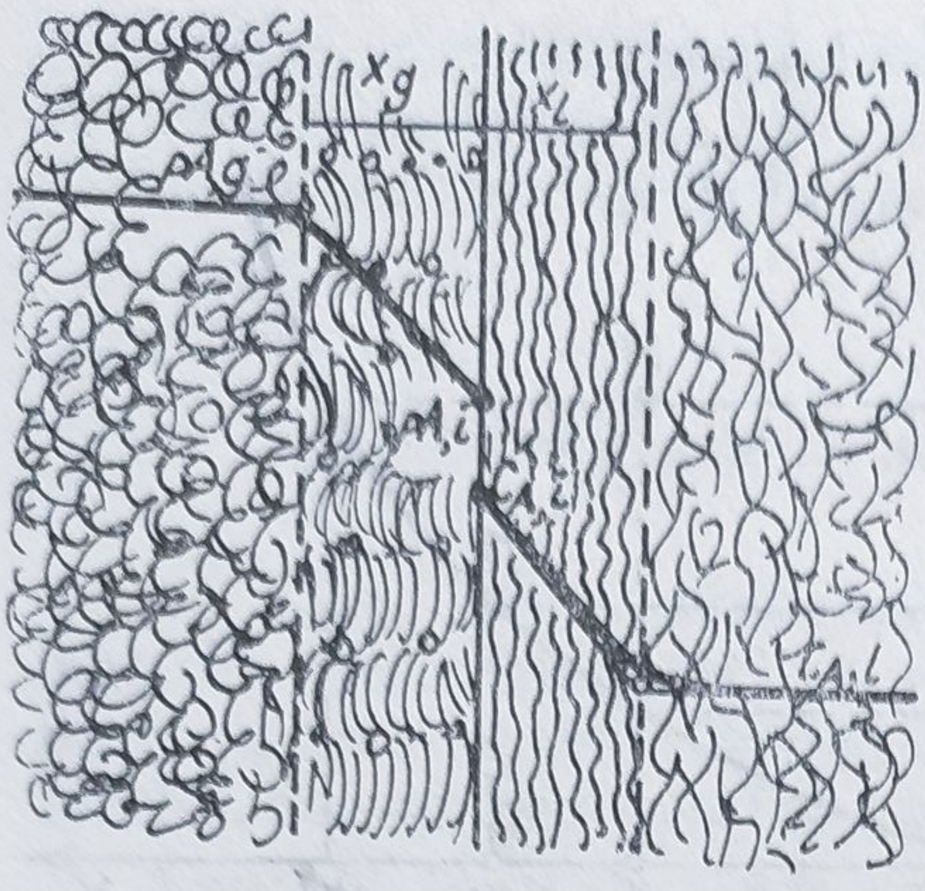


Fig. 1.2. **Schemă la explicarea mecanismului difuziunii prin teoria stratului dublu.**

Potrivit teoriei stratului dublu, concentraţia substanţei care difuzează variază liniar numai în cele două straturi limită (fig. 1.2.), în perfectă analogie cu ipoteza filmului dublu, în cazul transmiterii căldurii. În afara straturilor limită considerate, concentraţia rămîne constantă, presupunîndu-se că cele două faze sînt suficient de bine agitate pentru a se admite că fiecare este omogenă.

Întrucît componentul *A* difuzează din faza gazoasă în faza lichidă, în fiecare fază există un gradient de concentraţie, pe direcţia difuziunii. Pe de altă parte, conform teoriei stratului dublu, în acest strat este localizată rezistenţa la difuziune. Astfel, presiunea parţială medie $p_{A,g}$ a componentului solubil *A* în amestecul gazos, scade de-a lungul filmului de gaz (a cărui grosime este x_g) pînă la valoarea $p_{A,i}$ de la interfaţa *AB* dintre faze; în faza lichidă, concentraţia componentului *A* de la interfaţă $C_{A,i}$ scade de-a lungul filmului de lichid (a cărui grosime este x_l) pînă la valoarea medie $C_{A,l}$ care este concentraţia componentului solubil *A* în masa de lichid.

Pentru cazul prezentat, ecuaţia de transport de substanţă, rezultată din integrarea ecuaţiei lui Fick, are forma:

$$n_A = k_g \cdot S\,(p_{A,g} - p_{A,i}) = k_l \cdot S\,(C_{A,i} - C_{A,l}), \qquad (1-2)$$

în care:

n_A este cantitatea de component *A* care difuzează din filmul de gaz în filmul de lichid, în unitatea de timp, prin suprafaţa *S*;

k_g, k_l — coeficienţi parţiali de transfer de substanţă prin filmul de gaz şi — respectiv prin filmul de lichid;

$p_{A,g} - p_{A,i}$ — forţa motrice de difuziune în faza gazoasă;

$C_{A,i} - C_{A,l}$ — forţa motrice de difuziune în faza lichidă.

Coeficienţi parţiali de transfer de substanţă k_l şi k_g sînt proporţionali cu coeficientul de difuziune şi invers proporţionali cu grosimea filmului. Ei orientează, din punct de vedere calitativ, asupra modului complex în care se desfăşoară transferul de substanţă, şi arată, cantitativ, rezistenţele la difuziune din partea fazei lichide şi a celei gazoase. Unităţile de măsură ale coeficienţilor parţiali de transfer de substanţă depind de unităţile de măsură ale concentraţiilor.

Astfel, pentru filmul de gaz, exprimînd concentraţiile în [kmol/m³] sau în unităţi de presiune [N/m²], se obţin: pentru coeficientul parţial de transport:

$$[k_g] = \left[\frac{n_A}{S \cdot \Delta C}\right] = \left[\frac{\text{kmol/s}}{\text{m}^2 \cdot \text{kmol.m}^3}\right] = [\text{m/s}] \qquad (1—3)$$

şi respectiv,

$$[k_g] = \left[\frac{n_A}{S \cdot \Delta p}\right] = \left[\frac{\text{Kmol.s}}{\text{m}^2 \cdot \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}\right] = [\text{kmol/s.N}] \qquad (1—4)$$

Pentru filmul de lichid, coeficientul parţial de transport de substanţă se exprimă în [m/s], conform relaţiei 1—3.

Exprimînd concentraţiile de lucru ale componentului în cele două faze în rapoarte molare X şi Y (X fiind raportul molar în faza lichidă a componentului care difuzează şi Y — raportul molar al aceluiaşi component în faza gazoasă) şi cu X_i, respectiv Y_i, concentraţiile corespunzătoare la interfaţă, forţele motrice care determină transferul acestui component între cele două faze sînt diferenţele $(X_i - X)$ pentru filmul de lichid şi $(Y - Y_i)$, pentru filmul de gaz (vezi fig. 1.1). Cu aceste notaţii, ecuaţia 1—2 devine:

$$n_A = k_g S\,(Y - Y_i) = k_l S\,(X_i - X) \qquad (1—5)$$

Aşa cum s-a arătat, la interfaţă, cele două faze se află în echilibru, între concentraţiile X_i şi Y_i existînd relaţia de echilibru $Y_i = f(X_i)$ care, transpusă grafic în coordonate $X—Y$, conduce la curba de echilibru din figura 1.1.

Ducînd prin punctul M, de coordonate X, Y, o dreaptă cu panta negativă, dată de raportul:

$$m = \frac{k_l}{k_g} = \frac{Y - Y_i}{X_i - X}, \qquad (1—6)$$

aceasta va intersecta curba de echilibru în punctul M_i de coordonate X_i, Y_i, care reprezintă concentraţiile componentului la interfaţă în cele două faze.

Pentru a se obţine o ecuaţie de transfer de substanţă care să nu conţină mărimile $p_{A,i}$ şi $C_{A,i}$ (în general greu de determinat, deoarece acestea depind de raportul k_l/k_g, deci de solubilitatea gazului), se procedează, ca şi în cazul transmiterii căldurii, la asocierea ambelor rezistenţe de film într-o singură rezistenţă K, denumită *coeficient total de transfer de substanţă;* în mod corespunzător, cantitatea de component care difuzează din faza gazoasă în faza lichidă se va exprima printr-o forţă motrice totală, obţinută prin însumarea forţelor motrice parţiale în cele două faze. În acest fel, forţa motrice totală va depinde numai

de concentraţiile componentului solubil în cele două faze şi de concentraţiile de echilibru corespunzătoare acestora. Pentru aceasta, ecuaţiile (1—2) se scriu sub forma:

$$p_{A,g} - p_{A,i} = n_A / k_g \cdot S \qquad (1-7)$$

$$C_{A,i} - C_{A,l} = n_A / k_l \cdot S \qquad (1-8)$$

Pentru însumarea lor este necesar ca, în ambele faze, concentraţiile să fie exprimate în aceleaşi unităţi de măsură. Transformarea se face cu ajutorul legii echilibrului dintre cele două faze (reprezentată prin curba de echilibru din figura 1·1, avînd panta m dată de relaţia (1—6); această lege este exprimată prin relaţia:

$$p_A = m \cdot C_A \qquad (1-9)$$

În baza legii (1—9), rezultă relaţiile:

$$C_{A,i} = p_{A,i}/m; \qquad C_{A,1} = p_{A,l}/m \qquad (1-10)$$

care, introduse în ecuaţia (1—8), duc la relaţia:

$$p_{A,i} - p_{A,l} = n_A \cdot m / k_1 \cdot S \qquad (1-11)$$

Adunînd ecuaţia (1—7) cu ecuaţia (1—11), rezultă:

$$p_{A,g} - p_{A,l} = \frac{n_A}{S}\left(\frac{1}{k_g} + \frac{m}{k_l}\right) \qquad (1-12)$$

sau, notînd $p_{A,l}$ prin p_A^*,

$$n_A = k_g \cdot S\,(p_{A,g} - p_A^*), \qquad (1-13)$$

în care mărimea

$$K_g = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{m}{k_l}} \qquad (1-14)$$

se numeşte coeficient total de transfer de substanţă raportat la faza gazoasă.

În mod analog, pentru faza lichidă, se obţine prin înlocuirea în ecuaţia (1—7) a valorilor $p_{A,g} = mC_A^*$ şi $p_{A,i} = mC_{A,i}$ şi prin însumarea cu ecuaţia (1—8) rezultă:

$$n_A = K_l \cdot S\,(C_A^* - C_{A,l}), \qquad (1-15)$$

în care mărimea

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{m \cdot k_g} + \frac{1}{k_l}} \qquad (1-16)$$

se numeşte coeficient total de transfer de substanţă raportat la faza lichidă.

Coeficienţii totali de transfer de substanţă au aceleaşi unităţi de măsură ca şi coeficienţii parţiali de transport (v. relaţiile 1—3 şi 1—4).

Concentraţia p_A^* reprezintă concentraţia fazei gazoase în echilibru cu concentraţia $C_{A,l}$ în faza lichidă; concentraţia C_A^* reprezintă concentraţia fazei lichide în echilibru cu concentraţia $p_{A,g}$ a componentului A în faza gazoasă.

Diferenţele $(p_{A,g}-p_A^*)$ şi $(C_A^*-C_{A,l})$ reprezintă *forţa motrice totală* raportată la faza gazoasă respectiv la faza lichidă. Cu cît aceste diferenţe sînt mai mari, cu atît transferul de substanţă decurge mai intens.

C. APLICAŢII

1. Să se calculeze forţa motrice necesară pentru difuziunea bioxidului de sulf în apă la temperatura $t=20°C$. Se dau: presiunea parţială a bioxidului de sulf în faza gazoasă $p_{A,g}=0{,}121$ at; concentraţia bioxidului de sulf în apa în care are loc absorbţia $x_A=0{,}00421$; panta curbei de echilibru, $m=8{,}2$.

Rezolvare

Forţa motrice Δp a operaţiei se determină din formula (1—13)

$$\Delta p=p_{A,g}-p_A^*,$$

în care concentraţia de echilibru p_A^* este:

$$p_A^*=m\cdot x_A=8{,}2\cdot 0{,}0042=0{,}00344$$

Rezultă: $\Delta p=0{,}121-0{,}00344=0{,}118$ at

2. Să se calculeze coeficienţii totali de transfer de substanţă K_g şi K_l pentru difuziunea bioxidului de sulf în apă. Se dau: coeficientul parţial de transfer de substanţă în filmul de gaz $k_g=83{,}2$ kg/m²·h·atm; coeficientul parţial în filmul de lichid: $k_l=0{,}438$ kg/m²·h·kg/m³; panta curbei de echilibru $m=3{,}15\cdot 10^{-4}$ atm/kg/m³.

Rezolvare

Se aplică relaţiile (1—14) şi (1—16), din care, după înlocuirea datelor, rezultă:

$$K_g=\frac{1}{\frac{1}{k_g}+\frac{m}{k_l}}=\frac{1}{\frac{1}{83{,}2}+\frac{3{,}15\times 10^{-4}}{0{,}438}}=52 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{atm}$$

$$K_l=\frac{1}{\frac{1}{m\cdot k_g}+\frac{1}{k_l}}=\frac{1}{\frac{1}{3{,}15\cdot 10^{-4}\cdot 83{,}2}+\frac{1}{0{,}438}}=0{,}163 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{kg/m}^3$$

Capitolul 2

ABSORBŢIA

Ca operaţie unitară, absorbţia serveşte — în general — la separarea amestecurilor omogene gazoase (de exemplu, separarea benzenului şi a amoniacului din gazele de cocserie, separarea acetilenei din gaze etc.) sau ca operaţie de purificare (îndepărtarea din amestecurile gazoase a unor componenţi nedoriţi).

A. MECANISMUL ŞI DESFĂŞURAREA PROCESULUI

Absorbţia este un proces de schimb de substanţă între două faze. Prin punerea în contact direct a unui amestec gazos cu un lichid, componentul gazos solubil în lichid difuzează către interfaţa gaz-lichid şi se dizolvă — la interfaţă — în masa de lichid absorbant, trecînd apoi prin difuziune în faza lichidă. Sensul de deplasare a componentului gazos care difuzează corespunde sensului de descreştere a concentraţiei, de la faza gazoasă către faza lichidă.

Dacă concentraţia gazului în lichid devine mai mare decît concentraţia de echilibru din faza gazoasă, excesul de gaz este desorbit, trecînd din nou în faza gazoasă.

Procesul de absorbţie este un proces selectiv, fiecare lichid posedînd capacitatea de a absorbi (prin difuziune) numai anumite substanţe, în timp ce altele sînt absorbite în cantităţi neînsemnate sau de loc. Această proprietate a absorbanţilor face posibilă, separarea amestecurilor gazoase fără consum de energie mecanică.

La scară industrială, absorbţia se realizează în aparate tip coloană în care cele două faze (gazul conţinînd componentul care urmează să fie absorbit şi lichidul absorbant) circulînd în contracurent, vin în contact direct şi intens; datorită acestui fapt, coeficientul total de transfer de substanţă, pentru fiecare pereche de lichid şi de gaz, de-

pinde exclusiv de proprietăţile lor şi de viteza de trecere a lichidului şi a gazului prin coloană.

În figura 2.1 se arată, schiţa unei coloane de absorbţie în care, pe la partea inferioară intră amestecul gazos (presupus a fi format din componentul solubil *A* şi un alt component insolubil *B*), iar pe la partea superioară a coloanei se introduce solventul lichid *C* (care se presupune că mai conţine cantităţi mici de component gazos *A*, rămas de la o operaţie anterioară). În urma contactului intens între cele două faze, o parte din componentul *A* difuzează în faza lichidă (este absorbit).

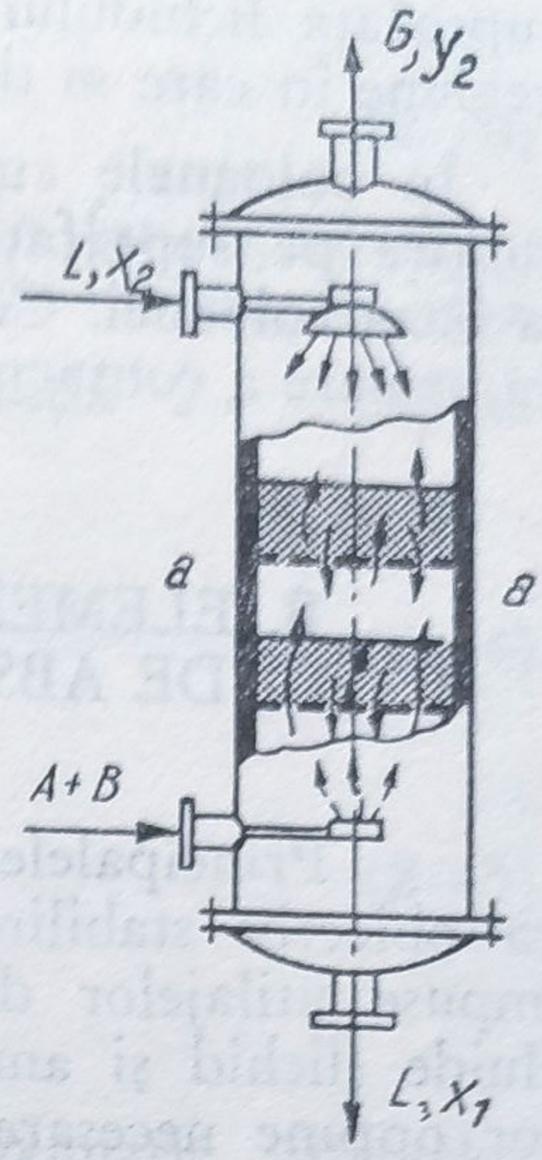


Fig. 2.1. Schiţa coloanei de absorbţie.

Gazul, sărăcit în componentul *A*, iese pe la partea superioară a coloanei, iar lichidul, îmbogăţit în component *A*, este scos din coloană pe la baza acesteia.

Intensificarea contactului între fazele participante la absorbţie, face necesară dotarea coloanelor cu echipamente interioare specifice care aduc — şi menţin — în condiţii corespunzătoare cele două faze în contact, pe întreaga lungime a coloanei. Astfel de echipamente sînt talerele — în cazul coloanelor cu talere — şi umplutura, în cazul coloanelor cu umplutură.

În **coloanele cu talere** (fig. 2.2), faza lichidă curge din taler în taler, deversînd prin ţevi sau jgheaburi de deversare, în contracurent cu faza gazoasă, care străbate ascendent coloana, prin orificiile (canale, racorduri etc.) existente pe fiecare taler. În acest fel, pe fiecare taler are loc contactul direct între faza lichidă şi faza gazoasă. Creşterea suprafeţei de contact între faze este realizată prin dispersarea fină a gazului în stratul de lichid absorbant; dispersarea se realizează prin trecerea curentului de gaz prin orificiile talerului. Absorbţia se produce la interfaţa dintre particulele de gaz şi de lichid, barbotarea gazului în lichid are ca rezultat formarea unui strat de spumă la

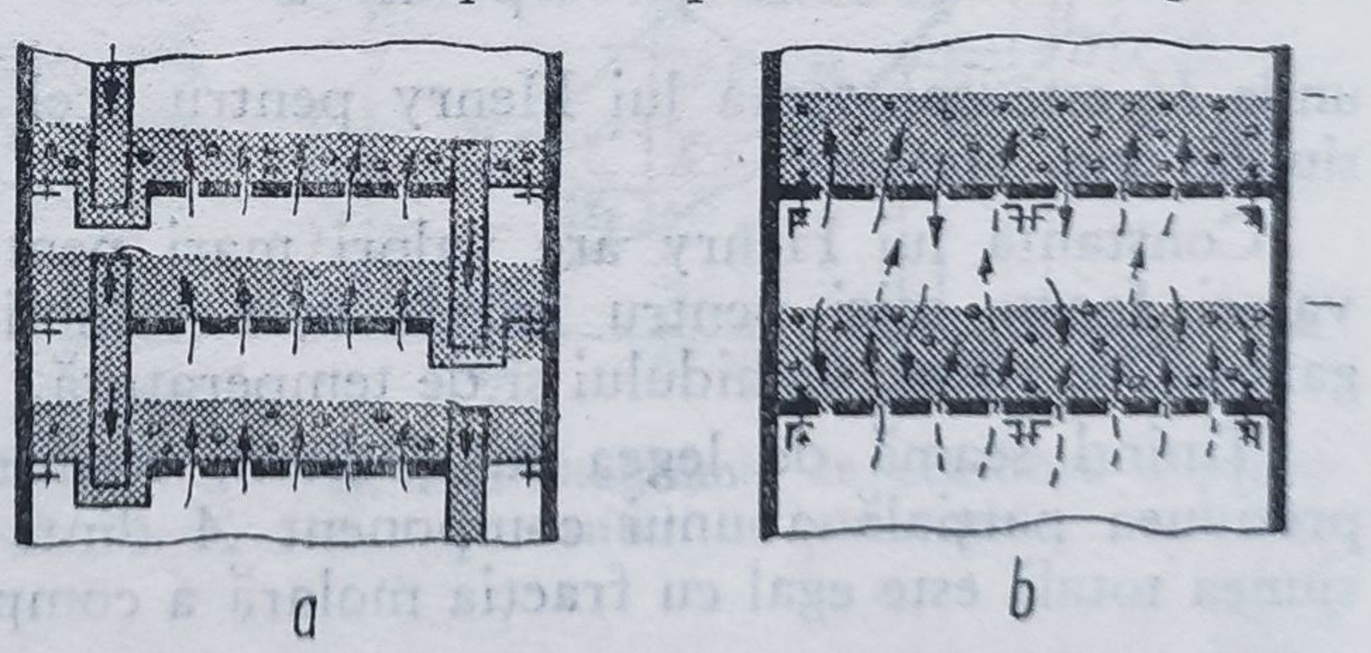


Fig. 2.2. Schema construcţiei interioare a coloanelor de absorbţie:
a — coloana cu talere; *b* — coloana cu umplutură.

suprafața lichidului de pe taler și acest strat de spumă este principala regiune în care se desfășoară transferul de substanță.

În **coloanele cu umplutură** (fig. 2,2, b), lichidul curge în „film" subțire pe suprafața umpluturii, în contracurent cu gazul introdus pe la baza coloanei. Componentul gazos solubil este absorbit de către lichid ca urmare a contactului pe suprafața umpluturii.

B. ELEMENTE DE CALCUL AL PROCESULUI DE ABSORBȚIE

Principalele aspecte de calcul al procesului de absorbție, avînd ca obiectiv stabilirea principalelor condiții constructive și funcționale impuse utilajelor de absorbție, se referă la determinarea debitelor de fluide (lichid și amestec gazos) și a concentrațiilor acestora, a valorilor optime necesare pentru coeficienții parțiali și totali de transfer de substanță, a vitezelor de circulație a fluidelor în coloană, a regimului optim de presiuni și temperaturi și a caracteristicilor constructiv-funcționale a echipamentelor interioare ale coloanelor, prevăzute în scopul de a se asigura un contact cît mai eficient între faze și o productivitate optimă a instalației.

1. *Echilibrul gaz-lichid. Curba de echilibru*

Potrivit *legii lui Henry*, într-un sistem gaz-lichid, la temperatură constantă, presiunea parțială de echilibru p a unui component este proporțională cu fracția lui molară în lichid:

$$p = H \cdot x \qquad (2-1)$$

unde H este constanta lui Henry pentru acel component, avînd dimensiunile unei presiuni.

Constanta lui Henry are valori mari pentru gazele greu solubile și valori foarte mici pentru gazele ușor solubile. Ea depinde de natura gazului, de natura lichidului și de temperatură.

Ținînd seamă de legea lui Dalton, conform căreia raportul dintre presiunea parțială a unui component A dintr-un amestec gazos și presiunea totală este egal cu fracția molară a componentului:

$$\frac{p_A}{p} = y_A, \qquad (2-2)$$

ecuaţia (2—1) devine:

$$p \cdot y_A = H_A \cdot x_A, \qquad (2-3)$$

în care y_A este fracţia molară a componentului A în faza gazoasă.

Lucrînd — în locul fracţiilor molare — cu rapoarte molare, în baza relaţiilor de transformare $y = \frac{Y}{1+Y}$ şi $x = \frac{X}{1+X}$, ecuaţia 2—3 capătă forma:

$$\frac{Y}{1+Y} = \frac{H_A}{p} \cdot \frac{X}{1+X} \qquad (2-4)$$

sau:

$$Y = \frac{m \cdot X}{1+(1-m)\,X} \qquad (2-5)$$

în care $m = \frac{H_A}{p}$.

Legea lui Henry este aplicabilă numai cu aproximaţie sistemelor reale, ea fiind valabilă numai la sistemele ideale aflate la presiuni şi concentraţii nu prea mari. Ecuaţiile (2—1 — 2—5) servesc la construirea diagramelor de echilibru în procesele de absorbţie. La sistemele care nu se supun legii lui Henry, curba de echilibru se trasează cu ajutorul datelor experimentale.

Pentru sistemul gaz-lichid considerat mai sus, în condiţii de temperatură constantă, se poate trasa curba de echilibru la absorbţie, corespunzătoare legii lui Henry (v. rel. 2—1 ... 2—3).

Într-un sistem de coordonate X, Y, în care X este raportul molar al componentului A în faza lichidă (kmol/kmol solvent C)*, iar Y, raportul molar al componentului A în faza gazoasă (kmol/kmol component B)*, curba de echilibru are forma celei indicate în figura 2.3.

Zona situată deasupra curbei de echilibru reprezintă stări ale sistemului gaz-lichid în care concentraţia fazei gazoase este mai

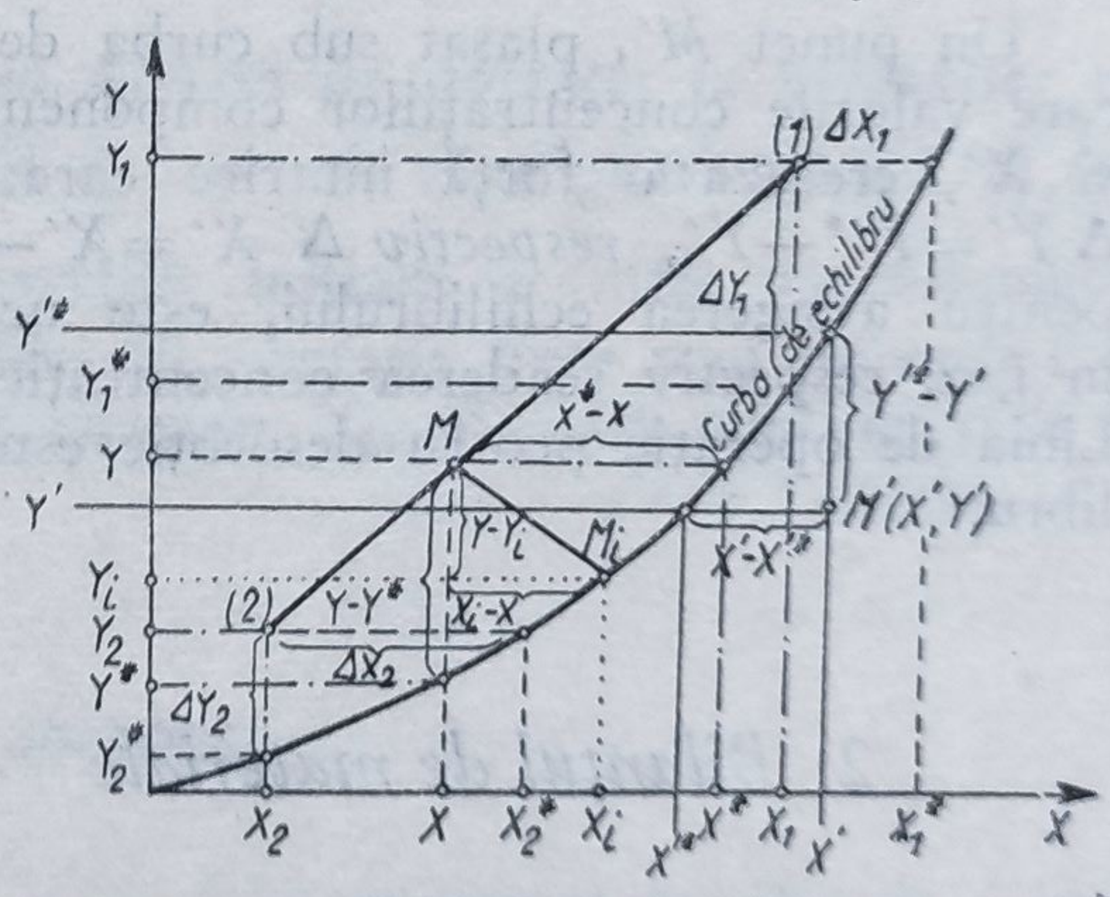


Fig. 2.3. Diagrama de echilibru a procesului de absorbţie.

---

* Concentraţiile de component A se raportează la 1 kmol de solvent C, respectiv de component insolubil B, din necesitatea de a se lucra cu debite molare, de gaz şi lichid, constante.

mare decît concentraţia de echilibru (adică $Y > Y_i$); în acest caz se produce absorbţia gazului în lichid.

Zona situată sub curba de echilibru reprezintă stări ale sistemului gaz-lichid, în care concentraţia fazei gazoase este mai mică decît concentraţia de echilibru (adică $Y < Y_i$); în acest caz se produce desorbţia gazului din lichid.

Trasîndu-se pe aceeaşi diagramă linia (dreapta) de operaţie, care reprezintă concentraţiile X şi Y ale celor două faze în lungul coloanei (denumite şi concentraţii de lucru) şi care trece prin punctele corespunzătoare concentraţiilor în cele două faze la vîrful (*2*) şi la baza coloanei (*1*) Y_2, X_2 şi Y_1, X_1, se observă că forţa motrice totală a opeţiei este:

— la baza coloanei:	$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^*$	pentru faza gazoasă
— la vîrful coloanei:	$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^*$	
— la baza coloanei:	$\Delta X_1 = X_1^* - X_1$	pentru faza lichidă
— la vîrful coloanei:	$\Delta X_2 = X_2^* - X_2$	

Un punct oarecare M, plasat pe dreapta de operaţie, arată compoziţia gazului şi a lichidului într-o anumită secţiune a coloanei. Concentraţiile la interfaţă pentru acest punct sînt reprezentate prin coordonatele X_i, Y_i ale punctului M_i de pe curba de echilibru, aflat la intersecţia dintre aceasta şi dreapta dusă din punctul M, cu panta k'_1/k'_g (care reprezintă coeficienţii parţiali k_1 şi k_g transpuşi pentru concentraţii în rapoarte molare).

Un punct M', plasat sub curba de echilibru, corespunde situaţiei în care valorile concentraţiilor componentei solubile în cele două faze Y' şi X', creează o forţă motrice care descreşte de la lichid spre gaz: $\Delta Y' = Y'^* - Y'$, *respectiv* $\Delta X' = X' - X'^*$. În aceste condiţii în care, pentru atingerea echilibrului, este necesară creşterea concentraţiei Y' în gaz, respectiv scăderea concentraţiei X' în lichid, are loc desorbţia. Linia de operaţie pentru desorbţie este deci plasată sub curba de echilibru.

2. *Bilanţul de materiale*

În cazul coloanei de absorbţie schiţate în figura 2.1, în care cele două faze circulă în contracurent, bilanţul de materiale pentru componentul solubil A — în întreaga coloană (între baza coloanei *1* şi vîrful acesteia *2*), este:

$$N_A = G\,(Y_1 - Y_2) = L\,(X_1 - X_2), \qquad (2-6)$$

în care:

N_A este debitul molar de component A care se absoarbe în coloană (kmol/s);

G — debitul molar de component insolubil B trecut prin coloană (kmol/s);

L — debitul molar de lichid absorbant C (solvent) trecut prin coloană (kmol/s);

X — raportul molar al componentului solubil A în faza lichidă (kmol/kmol de solvent C);

Y — raportul molar al componentului A în faza gazoasă (kmol/kmol de component insolubil B);

Pentru porţiunea coloanei cuprinsă între secţiunea $a—a$ şi vîrful coloanei, bilanţul de materiale se exprimă prin ecuaţia:

$$G\,(Y-Y_2)=L\,(X-X_2), \qquad (2-7)$$

în care X şi Y sînt rapoartele molare ale componentului solubil A în lichid şi în gaz, în secţiunea $a—a$.

Din ecuaţiile (2—6) şi (2—7) rezultă:

$$\frac{L}{G}=\frac{Y_1-Y_2}{X_1-X_2}=\frac{Y-Y_2}{X-X_2} \qquad (2-8)$$

sau:

$$Y-Y_2=\frac{L}{G}(X-X_2) \qquad (2-9)$$

Ecuaţia (2—9) reprezintă *ecuaţia dreptei de operaţie la absorbţie;* raportul $\frac{L}{G}$ reprezintă panta dreptei de operaţie şi se poate calcula cu formula (2—8) avînd date concentraţiile iniţiale şi finale ale sistemului.

Potrivit ecuaţiei (2—9), dreapta de operaţie trece prin punctele 1 de coordonate X_1, Y_1, şi 2, de coordonate X_2, Y_2, aşa cum se vede în figura 2.3.

3. *Debitul minim de solvent*

Panta dreptei de operaţie $\frac{L}{G}$ reprezintă consumul specific de solvent (kmol de solvent/kmol de component B).

Din ecuaţia (2—8) se vede că dacă se cunosc: concentraţiile iniţială Y_1 şi finală, Y_2 ale gazului, debitul G al gazului şi concentraţia iniţială X_2 a solventului, poziţia dreptei de operaţie se defineşte prin debitul L de

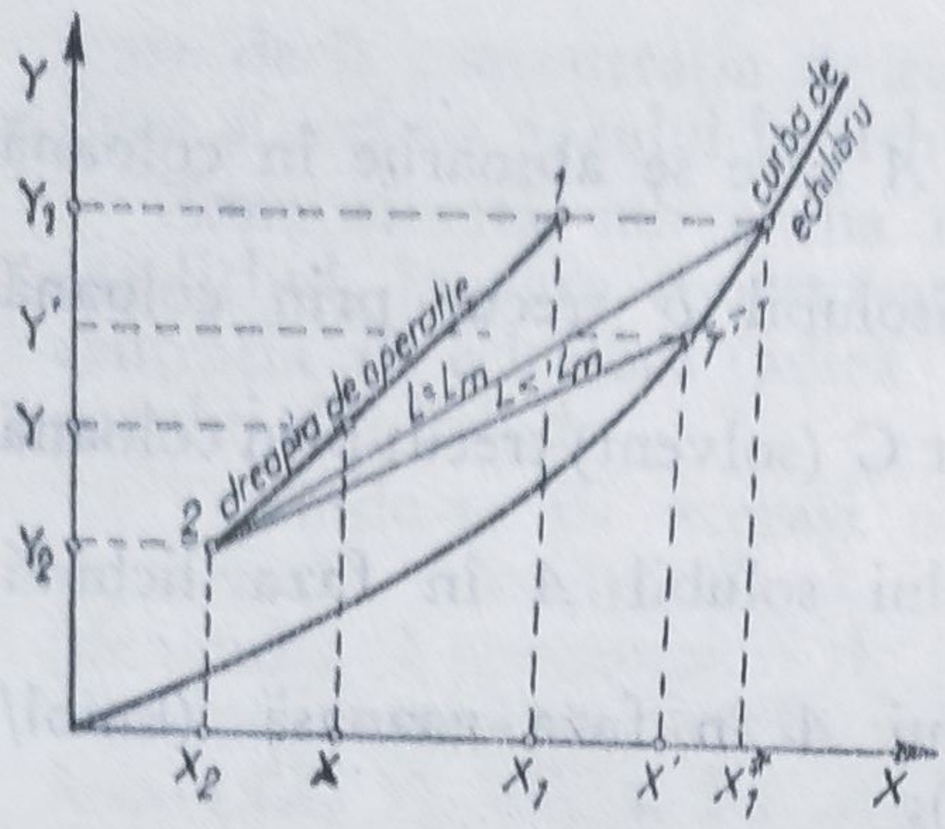


Fig. 2.4. Debitul minim de solvent în procesul de absorbţie.

solvent sau prin concentraţia finală X_1 a solventului; păstrînd constante valorile pentru G, Y_1, Y_2, X_2, valoarea lui X_1 creşte, cînd L scade. În baza acestei observaţii, în figura 2.4 s-au trasat cîteva drepte de operaţie corespunzînd la diverse situaţii, în care mărimile G, Y_1, Y_2, X_2, au aceleaşi valori, dar debitul de solvent L are valori diferite. Din figura 2.4 rezultă că debitul L de lichid nu poate să scadă sub o valoare minimă L_m, pentru care dreapta de operaţie intersectează curba de echilibru în punctul T, de coordonate Y_1 şi $X_1=X_1^*$; astfel, pentru o valoare $L<L_m$, dreapta de operaţie intersectează curba de echilibru într-un punct T' căruia îi corespunde o concentraţie în faza gazoasă $Y'<Y_1$, pentru care absorbţia nu mai este posibilă (sistemul trece dintr-un regim de absorbţie într-un regim de desorbţie).

Valoarea debitului minim de lichid absorbant (în condiţii de temperatură constantă) rezultă din ecuaţiile (2—6) şi (2—8), în care se înlocuieşte concentraţia în lichid X_1 cu concentraţia la echilibru X_1^*, corespunzătoare concentraţiei Y_1 în faza gazoasă;

$$L_m=G\,\frac{Y_1-Y_2}{X_1^*-X_2}=\frac{N_A}{X_1^*-X_2} \qquad (2-10)$$

Debitul de lucru al lichidului absorbant (debitul efectiv de solvent introdus în coloană) este:

$$L=C\cdot L_m, \qquad (2-11)$$

în care C este un coeficient supraunitar, a cărui valoare depinde de condiţiile de lucru ale coloanei.

4. *Numărul de talere în coloanele de absorbţie*

La coloanele cu talere, principala caracteristică constructivă este numărul de talere necesare pentru realizarea unei absorbţii în condiţii date. Numărul de talere din coloană — denumit şi *număr real de talere* — se stabileşte prin împărţirea numărului de talere teoretice (stabilit prin calcul) la eficienţa globală a talerului real (această eficienţă reală trebuie înţeleasă ca randament al talerului real).

Prin noţiunea de taler teoretic se înţelege un element ideal de contact al coloanei, care aduce în echilibru de fază (v. cap. 1) gazul provenit de la talerul imediat inferior cu lichidul provenit de pe talerul imediat superior. Numărul de talere teoretice, pentru o coloană cu talere în care se desfăşoară o absorbţie în condiţii date, se determină grafic cu ajutorul diagramei de echilibru (fig. 2.5).

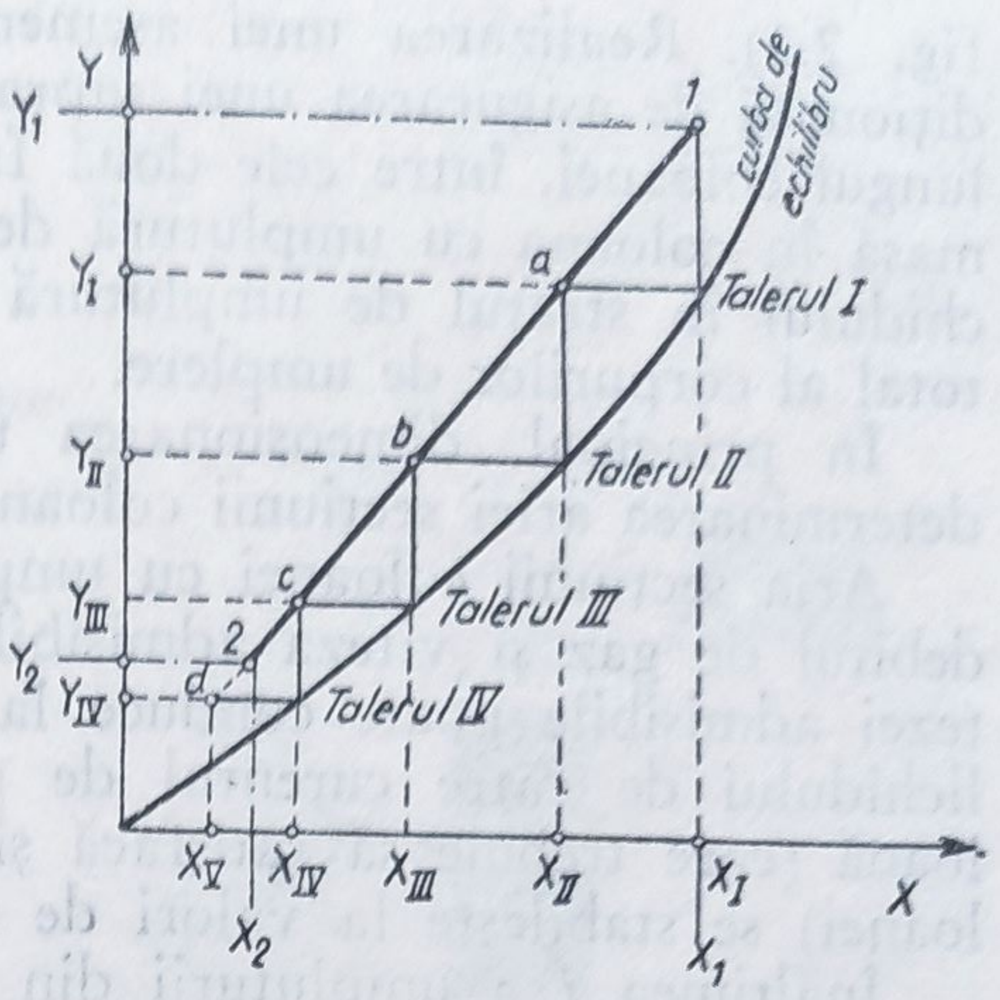


Fig. 2.5. Schemă la determinarea numărului de talere teoretice în coloana de absorbţie.

Punctele care reprezintă starea de echilibru a sistemului pe talerele coloanei (conform noţiunii de taler teoretic se presupune că există asemenea puncte) se vor afla pe curba de echilibru; punctele care reprezintă starea sistemului gaz-lichid între două talere se vor afla pe dreapta de operaţie. Dacă se trasează linia în trepte între dreapta de operaţie şi curba de echilibru (inclusiv între cele două extremităţi ale dreptei de operaţie şi curba de echilibru), numărul de porţiuni verticale ale liniei în trepte (respectiv numărul punctelor liniei în trepte) reprezintă *numărul de talere teoretice.*

Numărul talerelor reale (efectiv existente în coloană) necesare pentru realizarea unei absorbţii în condiţii date este întotdeauna mai mare decît numărul de talere teoretice deoarece, în realitate, pe talerul coloanei nu se ating niciodată condiţiile de echilibru; întotdeauna, eficienţa (randamentul) talerului real este mai mică decît cea a talerului teoretic.

Eficienţa talerelor reale creşte odată cu micşorarea viscozităţii şi a masei moleculare a lichidului şi cu creşterea solubilităţii gazului. Ea are valori cuprinse între 25% şi 40%.

Numărul de talere reale se obţine împărţind numărul de talere teoretice la eficienţa globală a acestora.

5. *Dimensiunile principale ale umpluturii în coloana cu umplutură*

În coloana cu umplutură are loc o variaţie continuă a concentraţiilor în cele două faze, pe întreaga lungime a coloanei (şi anume de la Y_1 la Y_2, în faza gazoasă şi de la X_2 la X_1, în faza lichidă (vezi

fig. 2.3). Realizarea unei asemenea variaţii de concentraţii, este condiţionată de asigurarea unei suprafeţe de contact corespunzătoare, în tot lungul coloanei, între cele două faze. De aceea, eficienţa transferului de masă în coloana cu umplutură depinde de distribuţia cît mai fină a lichidului în stratul de umplutură şi de forma, dimensiunile şi volumul total al corpurilor de umplere.

În principal, dimensionarea unei coloane cu umplutură constă în determinarea ariei secţiunii coloanei şi a înălţimii stratului de umplutură.

Aria secţiunii coloanei cu umplutură se determină din raportul între debitul de gaz şi viteza admisibilă a acestuia în coloană (depăşirea vitezei admisibile poate conduce la înecarea coloanei adică la antrenarea lichidului de către curentul de gaz). Viteza optimă a gazului în coloană (care trebuie să satisfacă şi condiţii legate de productivitatea coloanei) se stabileşte la valori de 60% ... 70% din viteza de înecare.

Înălţimea I a umpluturii din coloană se poate determnia în funcţie de numărul de talere teoretice şi de aria suprafeţei umpluturii.

a) Determinarea înălţimii umpluturii în funcţie de numărul talerelor teoretice, porneşte de la stabilirea numărului de talere teoretice (aşa cum s-a arătat la coloana cu talere). Cunoscînd numărul de talere teoretice N_t necesare pentru realizarea unei absorbţii în condiţii date, se înmulţeşte acest număr cu înălţimea unui strat de umplutură avînd acelaşi efect ca talerul teoretic; această înălţime se numeşte *înălţime echivalentă a unui taler teoretic* şi se notează cu $I.E.T.T.$

Astfel, înălţimea totală a umpluturii este:

$$I = N_t \cdot (I \cdot E \cdot T \cdot T) \qquad (2-12)$$

Înălţimea echivalentă a talerului teoretic este o mărime stabilită experimental în funcţie de tipul de umplutură, de debitele celor două fluide şi de caracteristicile fizice ale acestora.

b) Determinarea înălţimii umpluturii utilizînd aria suprafeţei umpluturii porneşte de la stabilirea suprafeţei necesare a umpluturii, pentru realizarea unei absorbţii în condiţii date.

Avînd determinată aria S (m^2) a suprafeţei udate a umpluturii şi cunoscînd aria secţiunii coloanei A_t (m^2) şi aria specifică de contact a umpluturii σ (m^2/m^3), rezultă înălţimea umpluturii:

$$I = \frac{S}{A_c \cdot \sigma} \quad [m] \qquad (2-13)$$

C. UTILAJE PENTRU ABSORBŢIE

Principalele tipuri de utilaje pentru absorbţie folosite în industria chimică modernă sînt *coloanele cu talere* şi *coloanele cu umplutură.*

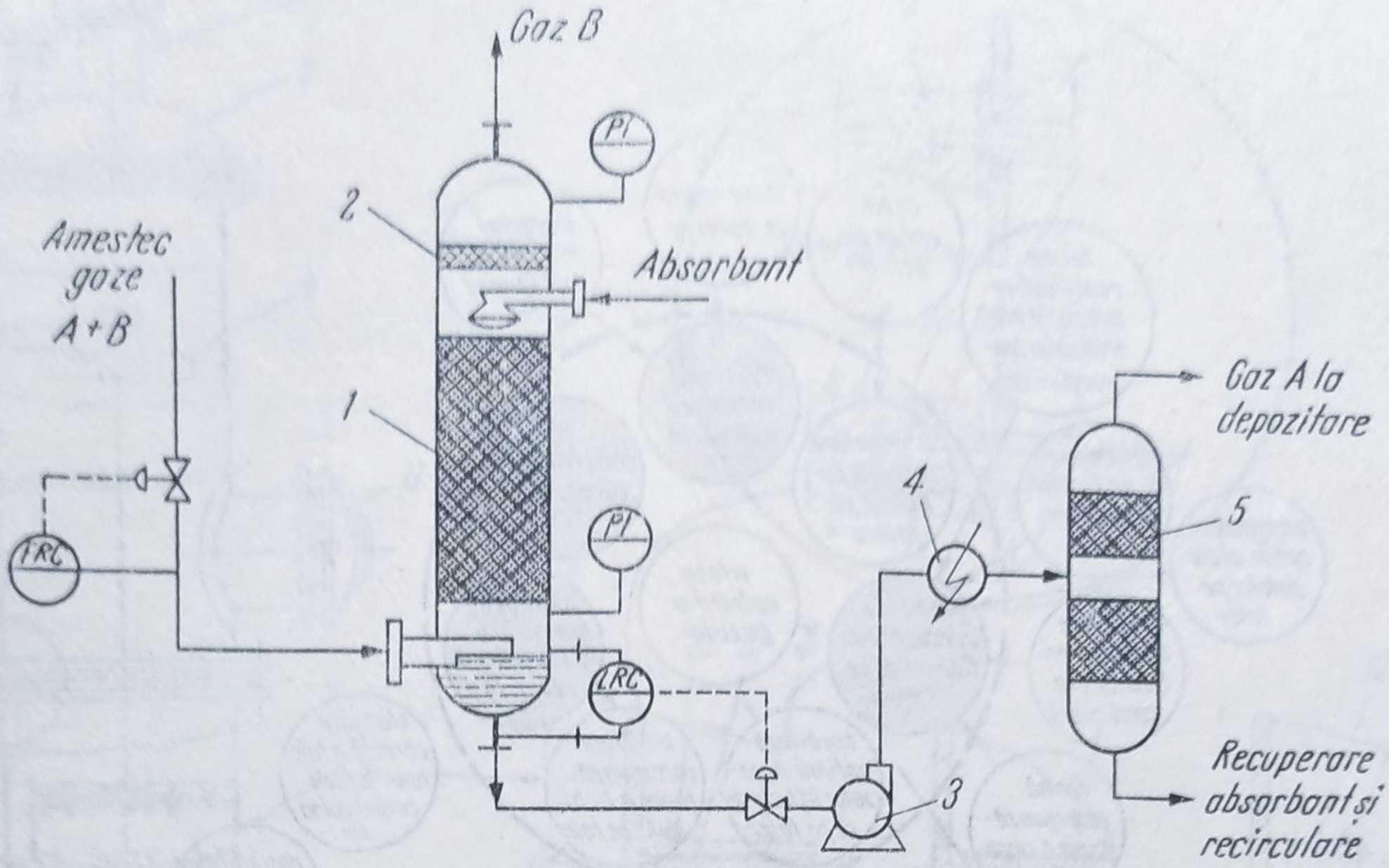


Fig. 2.6. Schema generală a unei instalații de absorbție:
1 — coloană de absorbție; *2* — separator de picături; *3* — pompă centrifugă; *4* — preîncălzitor; *5* — coloană de desorbție; *FRC* — regulator, înregistrator de debit; *PI* — indicator de presiune; *LRC* — regulator, înregistrator de nivel.

Schema unei instalații de absorbție, conținînd coloana de absorbție și echipamentele anexe este reprezentată în figura 2.6.

1. *Condiții principale constructive și funcționale impuse utilajelor pentru absorbție*

În figura 2.7 sînt enunțate principalele condiții constructive care hotărăsc asupra randamentului talerului și modul în care acestea se corelează cu condițiile funcționale impuse coloanelor de absorbție.

2. *Construcția utilajelor pentru absorbție*

Răspunzînd principalelor condiții constructiv-funcționale enunțate la paragraful precedent (vezi fig. 2.7), construcția coloanelor de absorbție prezintă, pe trunchiul celor două tipuri principale (coloane cu talere și coloane cu umplutură), diverse variante constructive. În figura 2.8 se prezintă ansamblul unei *coloane cu talere* și cîteva din

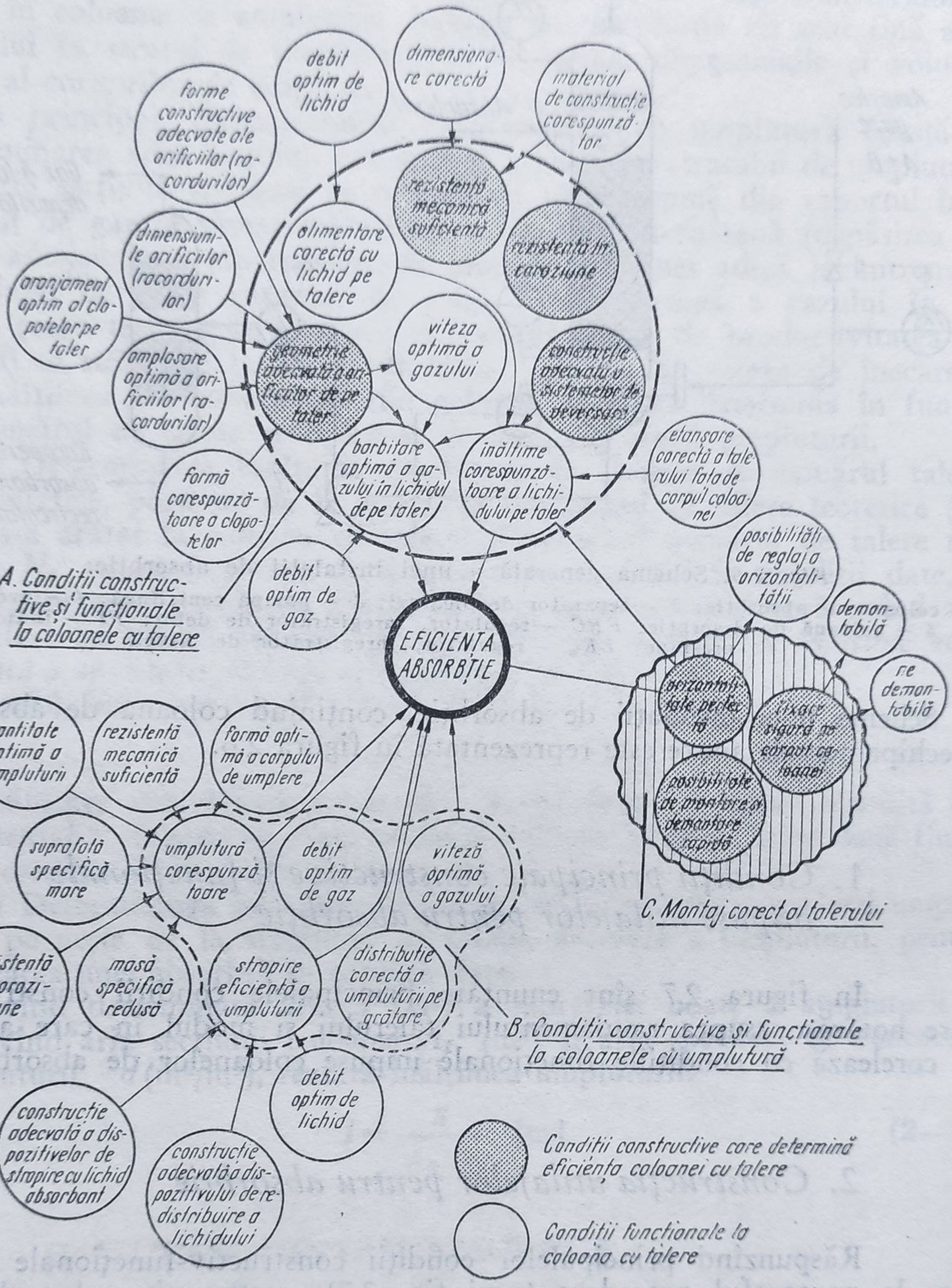
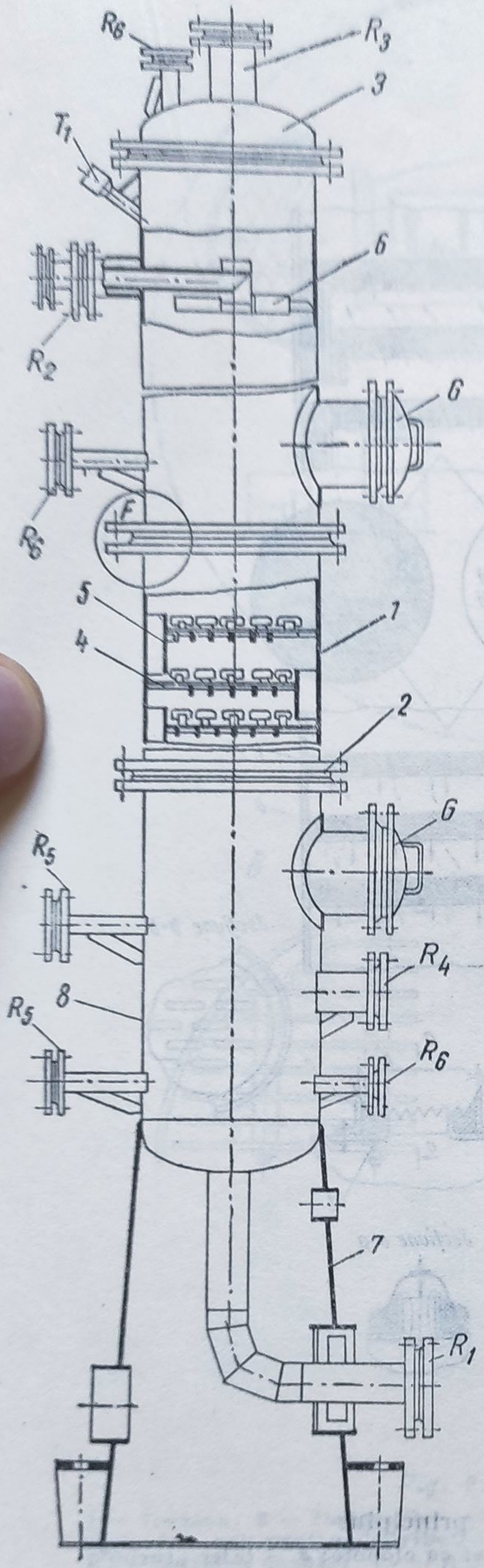


Fig. 2.7. **Eficiența absorbției și căile de realizare ale acesteia.**



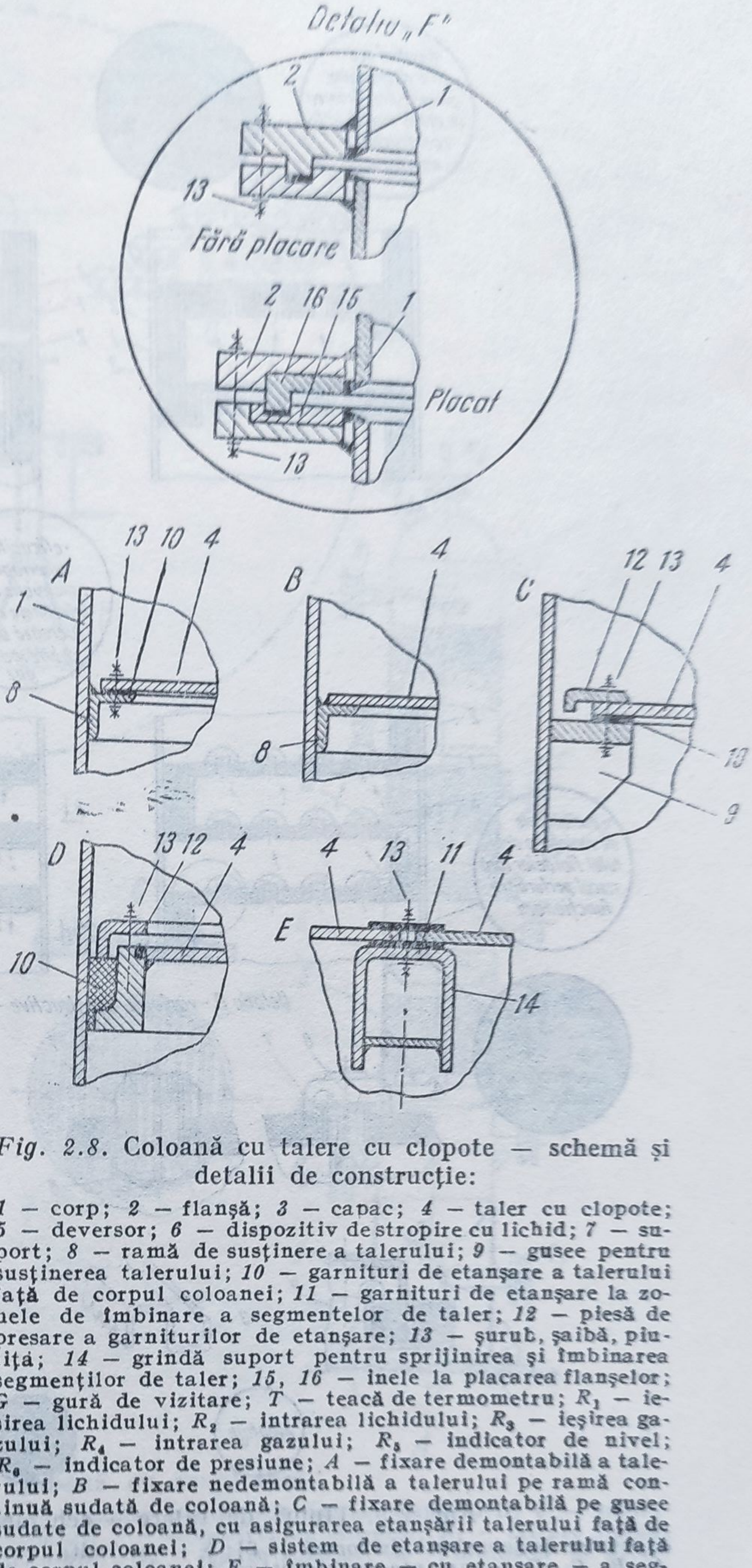


Fig. 2.8. Coloană cu talere cu clopote — schemă și detalii de construcție:

1 — corp; *2* — flanșă; *3* — capac; *4* — taler cu clopote; *5* — deversor; *6* — dispozitiv de stropire cu lichid; *7* — suport; *8* — ramă de susținere a talerului; *9* — gusee pentru susținerea talerului; *10* — garnituri de etanșare a talerului față de corpul coloanei; *11* — garnituri de etanșare la zonele de îmbinare a segmentelor de taler; *12* — piesă de presare a garniturilor de etanșare; *13* — șurub, șaibă, piuliță; *14* — grindă suport pentru sprijinirea și îmbinarea segmenților de taler; *15*, *16* — inele la placarea flanșelor; *G* — gură de vizitare; *T* — teacă de termometru; R_1 — ieșirea lichidului; R_2 — intrarea lichidului; R_3 — ieșirea gazului; R_4 — intrarea gazului; R_5 — indicator de nivel; R_6 — indicator de presiune; *A* — fixare demontabilă a talerului; *B* — fixare nedemontabilă a talerului pe ramă continuă sudată de coloană; *C* — fixare demontabilă pe gusee sudate de coloană, cu asigurarea etanșării talerului față de corpul coloanei; *D* — sistem de etanșare a talerului față de corpul coloanei; *E* — îmbinare — cu etanșare — a segmenților de taler.

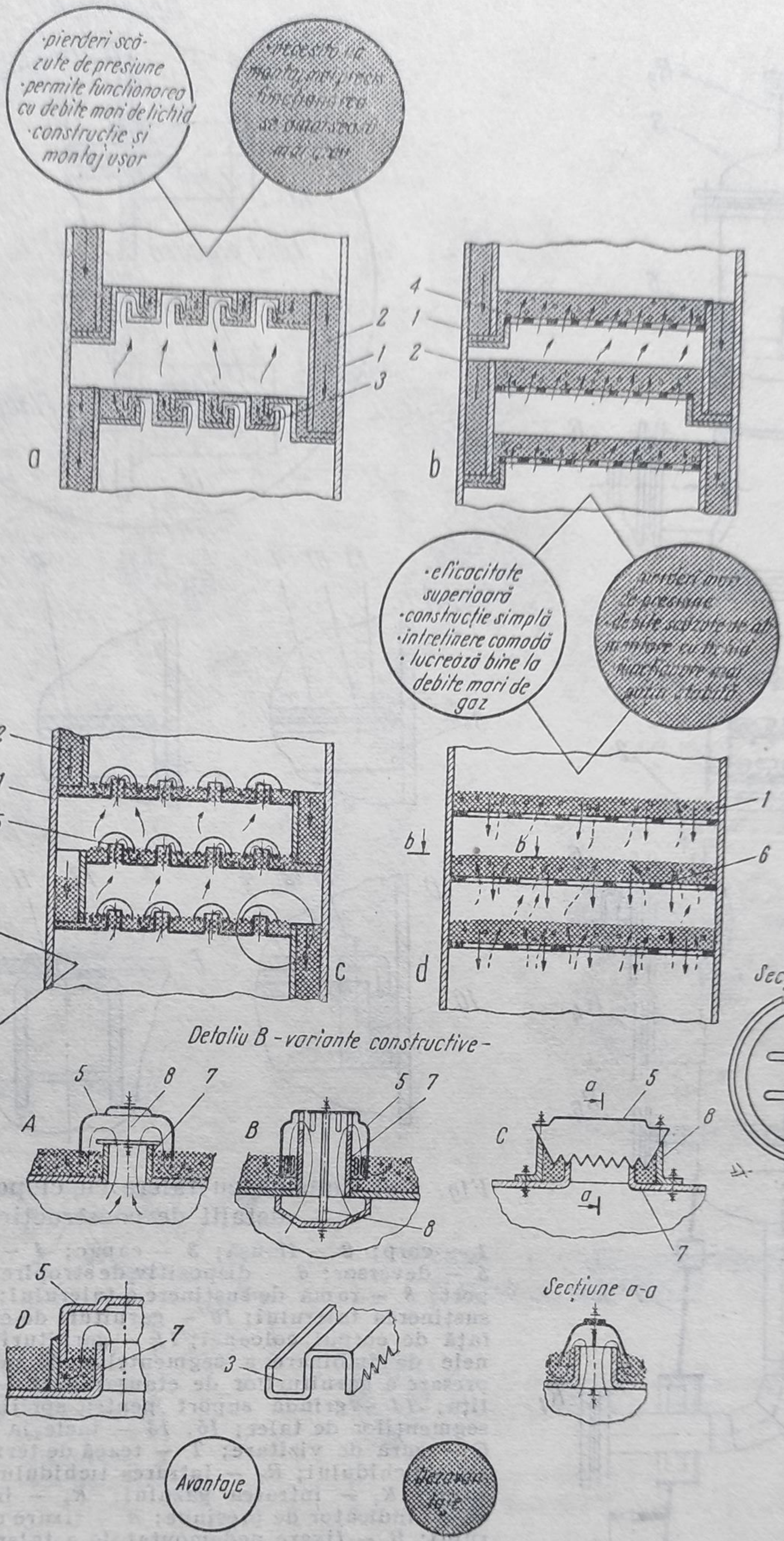


Fig. 2.9. Tipuri de talere — scheme de principiu:

a — taler cu jgheaburi (în formă de S); *b* — taler-sită; *c* — taler cu clopote; *d* — taler „turbo"; *A*, *B*, *C*, *D* — variante constructive de clopote; *1* — corpul coloanei; *2* — țeavă deversoare; *3* — taler (în *S*); *4* — taler (sită); *5* — clopot; *6* — piesă de prindere; *7* — țeavă (ștuț) de intrare a gazului; *8* — șurub (tijă) de prindere a clopotului.

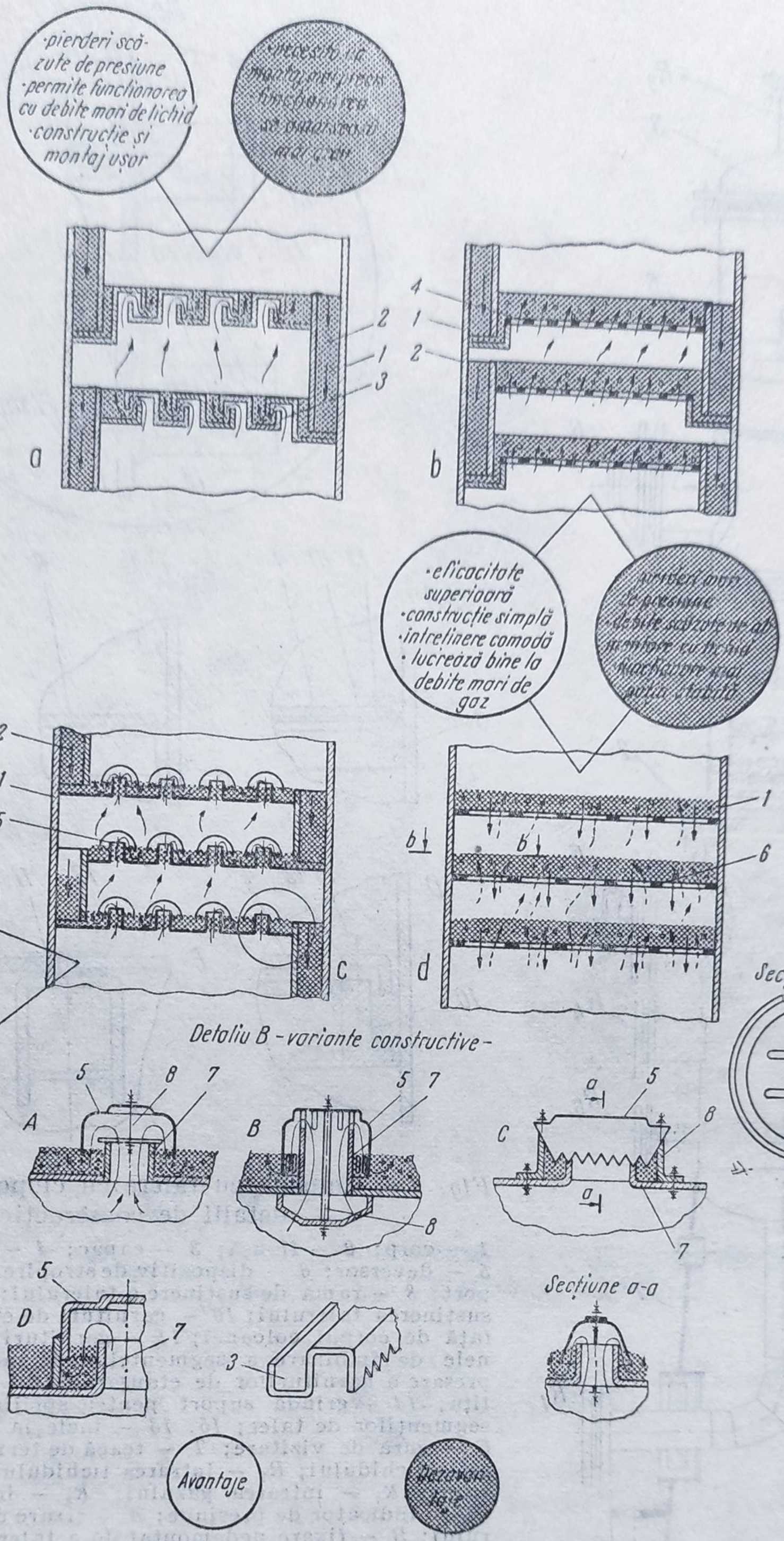


Fig. 2.9. Tipuri de talere — scheme de principiu:

a — taler cu jgheaburi (în formă de S); *b* — taler-sită; *c* — taler cu clopote; *d* — taler „turbo"; *A, B, C, D* — variante constructive de clopote; *1* — corpul coloanei; *2* — țeavă deversoare; *3* — taler (în *S*); *4* — taler (sită); *5* — clopot; *6* — piesă de prindere; *7* — țeavă (ștuț) de intrare a gazului; *8* — șurub (tijă) de prindere a clopotului.

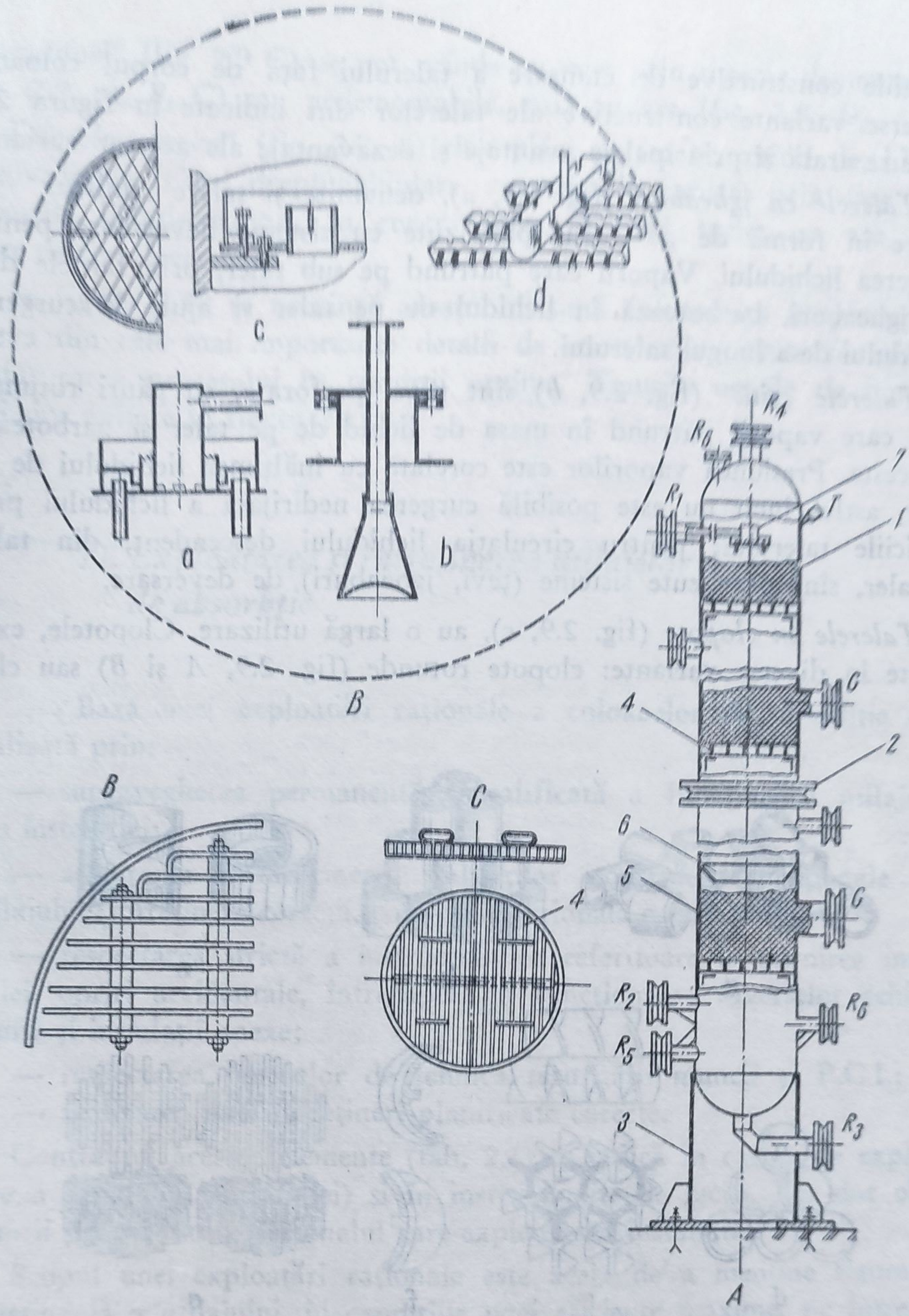


Fig. 2.10. Coloană cu umplutură:

1 — tronson; *2* — flanşe; *3* — suport; *4* — grătar pentru sprijinirea umpluturii; *5* — umplutură; *6* — con pentru distribuirea lichidului; *7* — dispozitiv de stropire; R_1 — intrare lichid; R_2 — intrarea gazului; R_3 — ieşirea lichidului, R_4 — ieşirea gazului; R_5 — indicator de nivel; R_6 — indicator de presiune; *T* — teacă pentru termometru; *G* — gură de vizitare; *A* — variante constructive ale dispozitivelor de stropire; *a* — stropitor tip „păianjen"; *b* — stropitor deflector; *c* — placă de distribuţie; *e* — jgheaburi, *B* — segment de grătar.

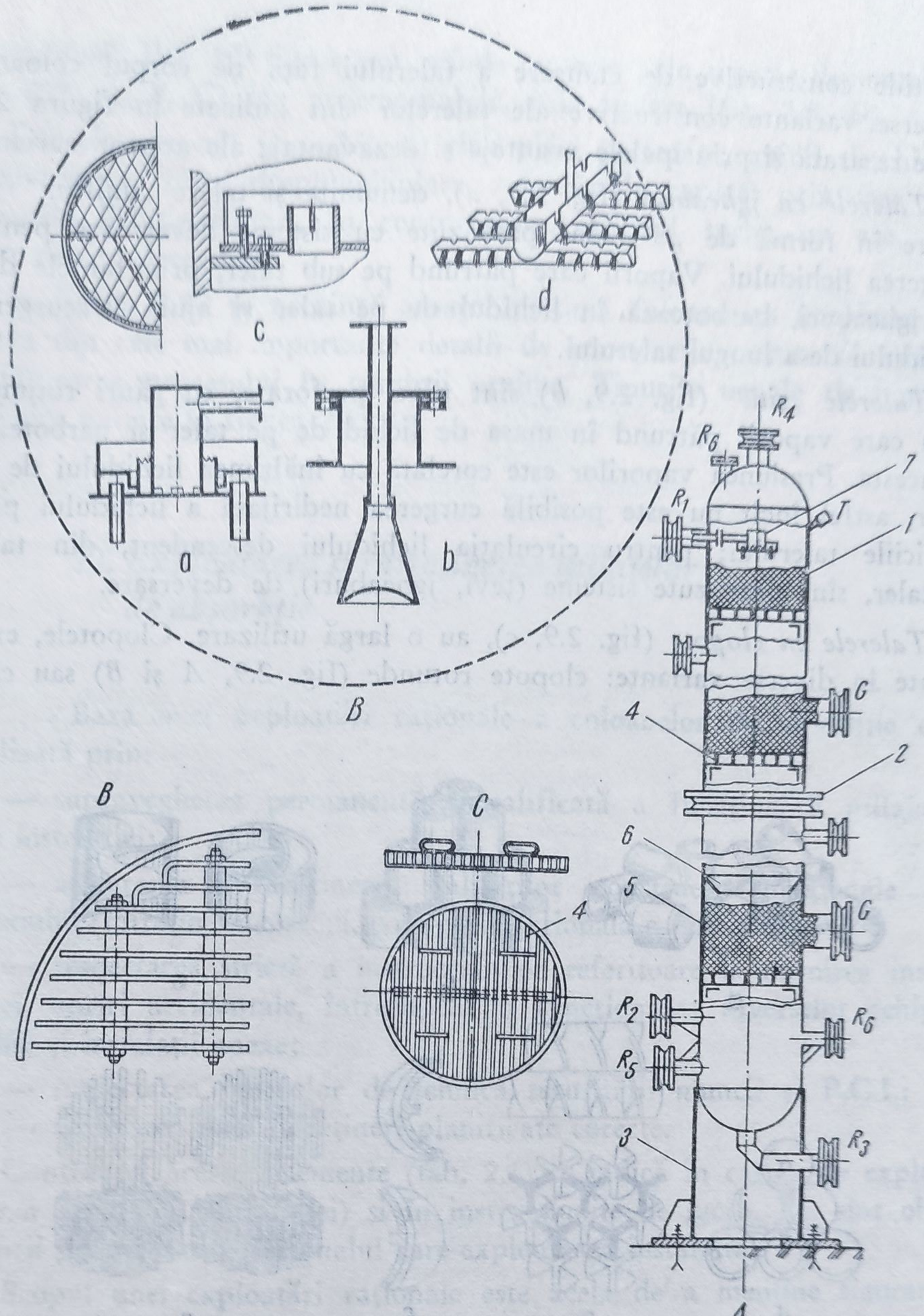


Fig. 2.10. Coloană cu umplutură:

1 — tronson; *2* — flanșe; *3* — suport; *4* — grătar pentru sprijinirea umpluturii; *5* — umplutură; *6* — con pentru distribuirea lichidului; *7* — dispozitiv de stropire; R_1 — intrare lichid; R_2 — intrarea gazului; R_3 — ieșirea lichidului, R_4 — ieșirea gazului; R_5 — indicator de nivel; R_6 — indicator de presiune; *T* — teacă pentru termometru; *G* — gură de vizitare; *A* — variante constructive ale dispozitivelor de stropire; *a* — stropitor tip „păianjen"; *b* — stropitor deflector; *c* — placă de distribuție; *e* — jgheaburi, *B* — segment de grătar.

soluțiile constructive de etanșare a talerului față de corpul coloanei. Diverse variante constructive ale talerelor sînt indicate în figura 2.9, unde se arată și principalele avantaje și dezavantaje ale acestor variante.

Talerele cu jgheaburi (fig. 2.9, *a*), denumite și talere „uniflux" sau talere în formă de „S", sînt prevăzute cu sisteme deversoare pentru curgerea lichidului. Vaporii care pătrund pe sub taler, prin fantele dintre jgheaburi, barbotează în lichidul de pe taler și ajută la curgerea lichidului de-a lungul talerului.

Talerele „sită" (fig. 2.9, *b*) sînt plăci perforate, cu găuri rotunde, prin care vaporii pătrund în masa de lichid de pe taler și barbotează în acesta. Presiunea vaporilor este corelată cu înălțimea lichidului de pe taler, astfel încît nu este posibilă curgerea nedirijată a lichidului prin orificiile talerului; pentru circulația lichidului descendent, din taler în taler, sînt prevăzute sisteme (țevi, jgheaburi) de deversare.

Talerele cu clopote (fig. 2.9, *c*), au o largă utilizare. Clopotele, executate în diverse variante: clopote rotunde (fig. 2.9, *A* și *B*) sau clo-

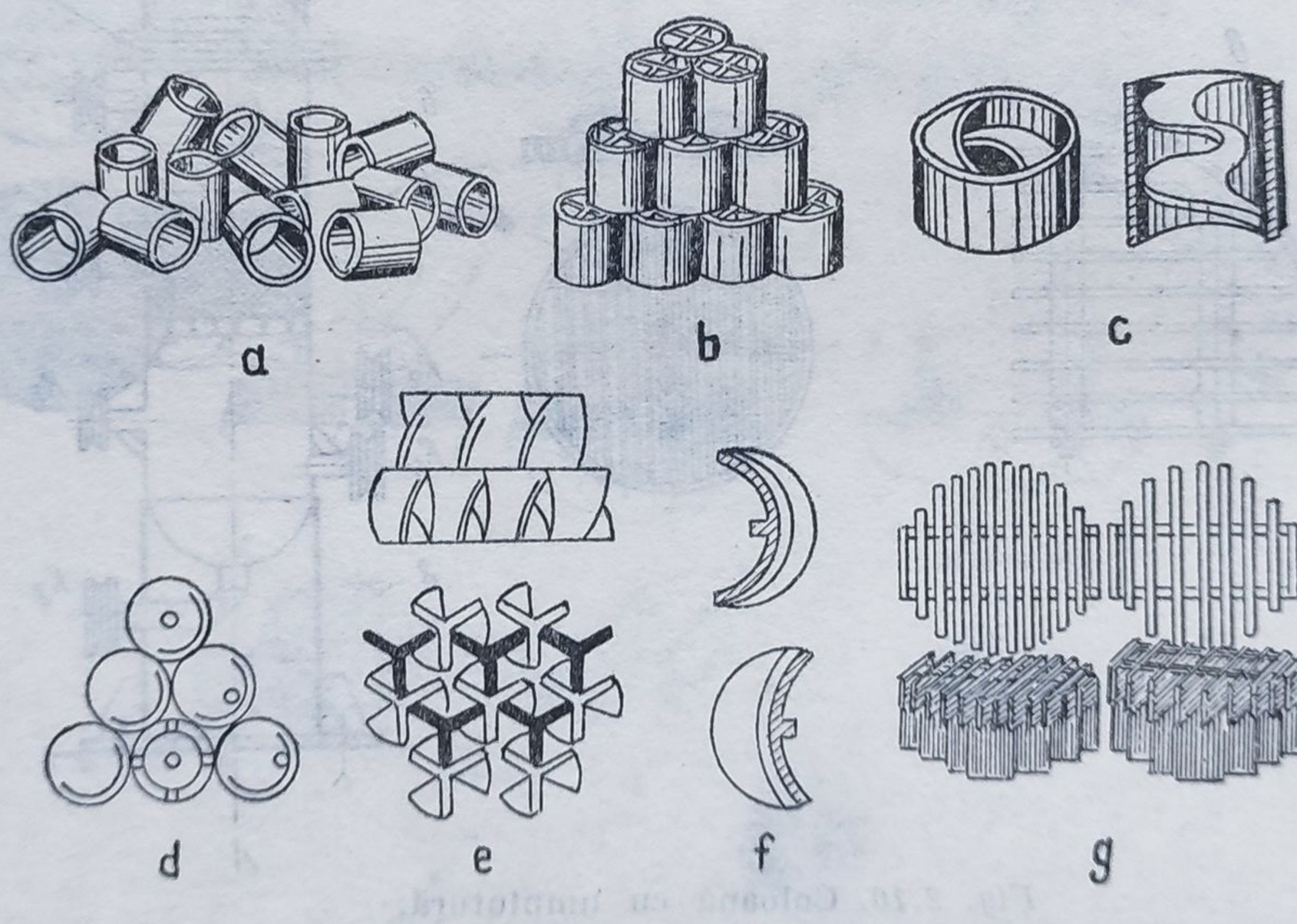


Fig. 2.11. Tipuri de umpluturi:
a — inele Raschig; *b*, *c*, — inele Pall; *d* — bile; *e* — umplutură în formă de elice; *f* — Sei Berl; *g* — grătare.

pote „tunel" (fig. 2.9 *C*), se pot prinde pe taler prin sisteme demontabile (fig. 2.9, *A*, *B*, *C*) sau nedemontabile, prin sudare (fig. 2.9, *D*).

Talerele „turbo" (fig. 2.9, *d*) sînt plăci perforate, avînd deschideri longitudinale (găuri dreptunghiulare, rotunjite la capete) prin care trec fluxurile lichid—vapori, în contracurent. Talerul turbo nu are, din acest motiv, deversoare.

În figura 2.10 se prezintă ansamblul unei coloane cu umplutură şi cîteva din cele mai importante detalii de construcţie menite să asigure desfăşurarea procesului în condiţii optime. Tipurile uzuale de umpluturi sînt arătate în figura 2.11.

D. Exploatarea şi întreţinerea utilajelor de absorbţie

Baza unei exploatări raţionale a coloanelor de absorbţie este realizată prin:

— supravegherea permanentă şi calificată a funcţionării utilajului şi a instalaţiei;

— asigurarea şi menţinerea calităţilor constructiv-funcţionale ale utilajului (întreţinere corectă, conducere raţională a procesului) ;

— respectarea strictă a instrucţiunilor referitoare la pornirea instalaţiei, opriri accidentale, întreruperi în funcţionarea diverselor echipamente şi instalaţii anexe;

— respectarea normelor de tehnica securităţii muncii şi P.C.I.;

— realizarea unei întreţineri planificate corecte.

Conţinutul acestor elemente (tab. 2.1) se indică în cartea de exploatare a utilajului (instalaţiei) şi în instrucţiunile de lucru. Ele sînt obligatorii pentru întreg personalul care exploatează instalaţia.

Scopul unei exploatări raţionale este acela de a menţine siguranţa funcţională a utilajului, în candiţiile unei eficienţe maxime, pe întreaga sa durată de funcţionare. Apariţia perturbărilor funcţionale, defecţiunilor şi a avariilor trebuie analizată pornind de la cauzele care le-au produs şi de la interdependenţa acestor cauze.

Tabela 2.1

Lucrări de supraveghere a funcţionării, întreţinere curentă şi planificată a coloanelor de absorbţie

(în conformitate cu instrucţiunile interne de exploatare şi cu legislaţia în vigoare)

Grupa de lucrări	Conţinutul general al lucrărilor	
1. Supraveghere permanentă şi calificată a funcţionării utilajului (instalaţiei)		● Supravegherea (prin indicaţiile AMC care pot fi centralizate la un tablou de comandă) a debitelor, presiunilor temperaturilor, concentraţiilor (la vîrful şi la baza coloanei). ● Efectuarea corectă şi rapidă a manevrelor în cazul apariţiei perturbărilor de debit, presiune, temperatură, concentraţie. ● Urmărirea consumului specific de energie electrică (la sistemele de pompare a fluidelor). ● Urmărirea parametrilor de lucru la pompele şi compresoarele racordate la instalaţie. ● Urmărirea comportării echipamentelor de siguranţă şi a AMC.
2. Lucrări de întreţinere curentă pentru menţinerea calităţilor constructive şi funcţionale ale utilajului (instalaţiei)		● Controlul permanent al exteriorului utilajului (instalaţiei): controlul învelişului exterior şi al îmbinărilor demontabile la flanşe, controlul îmbinărilor sudate, al conductelor, al prinderii pe fundaţie, al izolaţiilor, al celorlalte echipamente exterioare (scări, platforme, sisteme de siguranţă etc.). ● Efectuarea promptă a lucrărilor de reparaţii la îmbinările demontabile (şi la alte echipamente) numai după ce utilajul este scos de sub presiune. Înlocuirea garniturilor, a şuruburilor, prezoanelor, cu închiderea prealabilă a ventilelor care conduc la flanşe şi cu scoaterea în prealabil a recipientului de sub presiune. ● Eliminarea oricăror defecţiuni la instalaţiile de alimentare şi evacuare a produselor prelucrate (cu sau fără oprirea coloanei); pompe, compresoare, conducte. ● Înlocuirea imediată a AMC şi dispozitivelor de siguranţă defecte (supape, discuri de siguranţă), după ce în prealabil s-au închis ventilele care conduc la acestea.
3. Lucrări legate de oprirea instalaţiei	În cazul întreruperii alimentării cu lichide şi gaze sau cu energie electrică	● La întreruperile de scurtă durată se menţine coloana încărcată, supraveghindu-se presiunea. Se verifică: aspiraţia la pompe, etanşări la pompe şi compresoare, funcţionarea compresorului, instalaţia de alimentare cu energie electrică.

(continuare tabela 2.1)

Grupa de lucrări	Conținutul general al lucrărilor	
		● La întreruperi de lungă durată se izolează coloana de restul instalației, se deschid ventilele de evacuare a gazului, se închid ventilele AMC, se golește coloana și se suflă interiorul cu gaz inert.
	În cazul apariției avariilor în interiorul coloanei	● Se izolează coloana de restul instalației (prin flanșe oarbe). ● Se reduce treptat debitul de alimentare cu lichid și gaz. Se întrerupe funcționarea pompelor și a compresoarelor. Se supraveghează variația presiunii în coloană și a debitului de evacuare. Se închid ventilele la AMC. Se golește treptat coloana; după golire se suflă interiorul cu gaz inert și se spală cu apă sau cu abur. ● Se demontează capacele gurilor de vizitare, se inspectează echipamentele interioare, se stabilește programul de reparație.
4. Elemente de tehnica securității muncii și PCI		● Este interzisă executarea oricăror lucrări la corpul coloanei în timpul cînd aceasta se află sub presiune. Reparațiile se execută numai cu coloana oprită și numai de către lucrători specializați. ● Deschiderea recipientului se face numai după ce personalul de deservire a constatat că în interior nu există presiune ● Reducerea presiunii se face încet, cu respectarea măsurilor prescrise pentru evitarea accidentelor. ● Inspectarea și curățirea interiorului recipientului se va face de cel puțin doi lucrători, echipați corespunzător și numai după ce s-a efectuat degazarea completă a recipientului, răcirea lui și izolarea sigură a acestuia de restul instalației.

continuare tabela 2.1

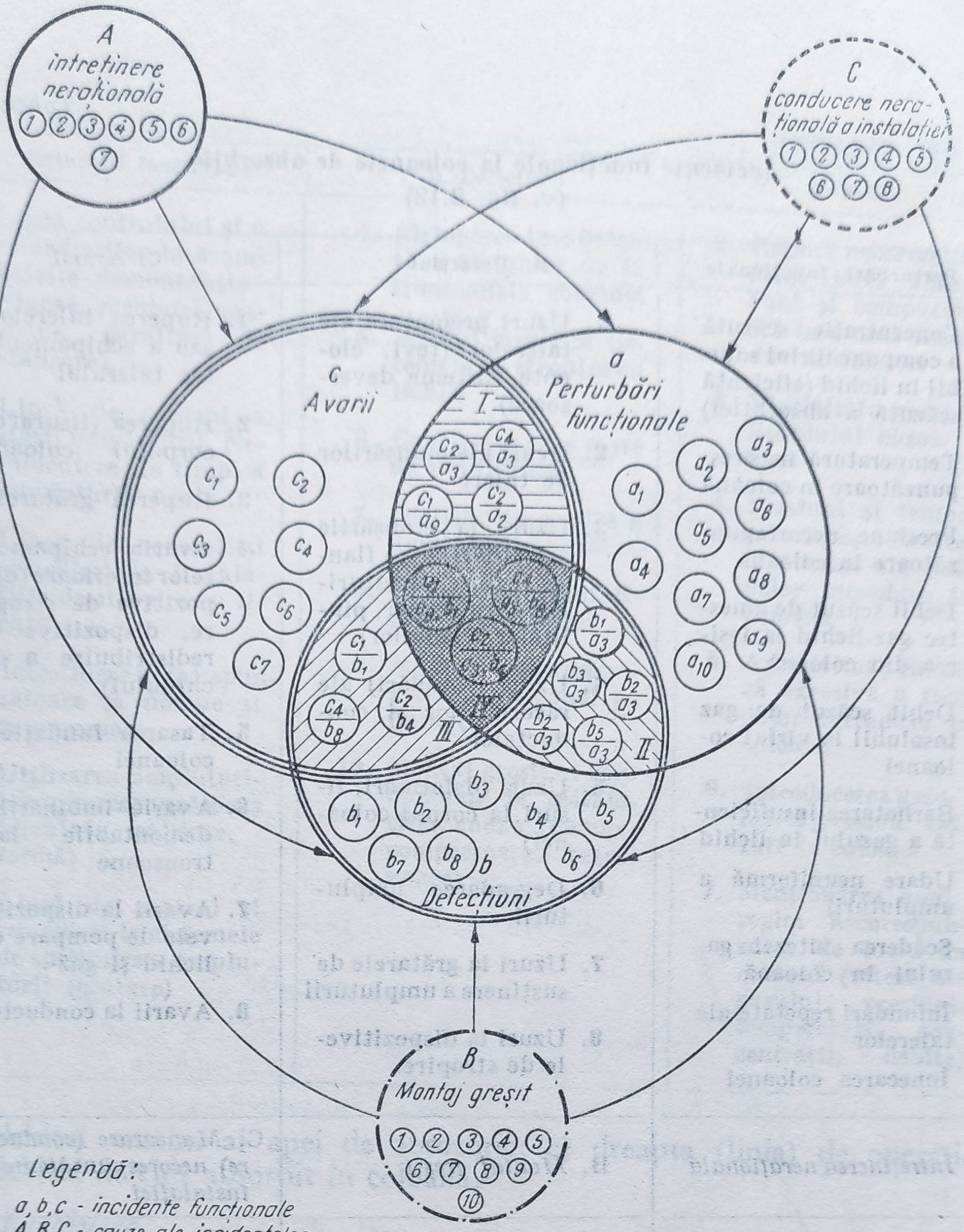
Grupa de lucrări	Conținutul general al lucrărilor
	• Echiparea personalului de deservire cu echipament de protecție și instruirea lui în direcția normelor de tehnică a securității muncii și pază contra incendiilor. • Echiparea instalației cu echipamente de siguranță, protecție, materiale de intervenție și pază contra incendiilor, dispozitive de alarmă și de inundație. • Este interzisă funcționarea instalației în condițiil de lipsă de etanșare sau scăpări de fluid. • În coloanele care prelucrează fluide toxice se va aplica regimul legal pentru substanțe toxice (stații izolate și prevăzute cu alimentare și evacuare automată, cu ventile de avarie, dispozitive de semnalizare acustică și optică). • În coloanele care prelucrează fluide inflamabile și explozibile, instalațiile electrice de lumină și întreg echipamentul electric vor fi de construcție antiexplozivă; coloanele vor fi prevăzute cu centură de împământare și cu paratrăsnete. • Colectarea produselor finite inflamabile sau explozive se va face în rezervoare conform normelor de pază contra incendiilor.

Identificîndu-se rapid cauzele reale ale incidentelor funcționale se poate acționa imediat pentru înlăturarea lor. În figura 2.12 și în tabela 2.2 sînt indicate principalele incidente funcționale și cauzele lor probabile, în funcționarea coloanelor de absorbție.

E. APLICAȚII

Calcule tehnologice

1. Într-o coloană de absorbție cu umplutură, se absoarbe clor în apă. Concentrația clorului în amestecul gazos, la intrarea în coloană este $y_1=0{,}1875$, iar concentrația acestuia ia ieșirea din coloană este $y_2=0{,}0388$. Concentrația clorului în lichid, la intrarea în coloană, este $X_2=1{,}1\cdot10^{-4}$ kmol/kmol. Debitul de amestec gazos introdus în coloană este $G=1\,000$ m³/h. Absorbția se desfășoară la temperatura de 20°C și la o presiune de 3 atm. Să se determine: a) curba de echilibru;



Legendă:

a, b, c - incidente funcționale
A, B, C - cauze ale incidentelor

I — exemple de avarii determinate de menținerea indelungată a perturbărilor funcționale

II — exemple de defecțiuni (uzuri avansate și premature) determinate de menținerea indelungată a perturbărilor funcționale

III — exemple de avarii determinate de menținerea indelungată a defecțiunilor

IV — exemple de avarii determinate de existența simultană a perturbărilor funcționale și a funcțiunilor

Fig. 2.12. **Schemă la relațiile tip „cauză-efect" în apariția incidentelor funcționale la coloanele de absorbție (v. tab. 2.2).**

Tabela 2.2

Incidente funcţionale la coloanele de absorbţie
(v. fig. 2.12)

A. Perturbări funcţionale	B. Defecţiuni	C. Avarii
1. Concentraţie scăzută a componentului solubil în lichid (eficienţă scăzută a absorbţiei)	1. Uzuri premature ale talerelor (ţevi, clopote, sisteme deversoare)	1. Ruperea talerelor sau a echipamentelor talerului
2. Temperatură necorespunzătoare în coloană	2. Uzuri ale etanşărilor de talere	2. Ruperea (fisurarea) corpului coloanei
3. Presiune necorespunzătoare în coloană	3. Uzuri la etanşările asamblărilor cu flanşe (uzura garniturilor, şuruburilor, piuliţelor, flanşelor)	3. Ruperea grătarelor
4. Debit scăzut de amestec gaz-lichid la ieşirea din coloană	4. Uzuri (corodări) ale racordurilor şi conductelor	4. Avaria echipamentelor interioare (dispozitive de stropire, dispozitive de redistribuire a lichidului)
5. Debit scăzut de gaz insolubil la vîrful coloanei	5. Uzuri (deformări, fisuri la corpul coloanei)	5. Tasarea fundaţiei coloanei
6. Barbotarea insuficientă a gazului în lichid	6. Degradarea umpluturii	6. Avaria îmbinărilor demontabile la tronsoane
7. Udare neuniformă a umpluturii	7. Uzuri la grătarele de susţinere a umpluturii	7. Avarii la dispozitivele de pompare cu lichid şi gaz
8. Scăderea vitezei gazului în coloană	8. Uzuri la dispozitivele de stropire	8. Avarii la conducte
9. Înfundări repetate ale talerelor		
10. Înnecarea coloanei		
A. *Întreţinerea neraţională*	B. *Montaj greşit*	C. *Manevrare (conducere) necorespunzătoare a instalaţiei*
1. Lipsa controlului şi a remedierilor la talere (ţevi, clopote, sisteme deversoare, suporturi ale talerelor). Reparaţii necorespunzătoare	1. Poziţie necorespunzătoare a talerului, lipsă de orizontalitate	1. Concentraţie necorespunzătoare a componentului solubil din amestecul gazos introdus în coloană (alimentare necorespunzătoare)
	2. Montaj greşit la sistemele de deversare a lichidului pe taler	
	3. Lipsă de etanşare a talerului faţă de corpul coloanei	

continuare tabela 2

A. Perturbări funcţionale	B. Defecţiuni	C. Avarii
2. Lipsa controlului şi a remedierilor la asamblările demontabile (flanşe, şuruburi, prezoane, garnituri de etanşare) 3. Lipsă de control a stării umpluturii. Neînlocuirea, la timp, a umpluturii uzate 4. Lipsă de control şi remedieri la instalaţiile de stropire cu lichid 5. Întreţinere necorespunzătoare la pompe şi compresoare 6. Utilizarea umpluturilor necorespunzătoare (greutate, calitate, formă) 7. Lipsă de control şi remedieri la sistemele de sprijinire a umpluturii (grătare)	4. Strîngerea insuficientă a flanşelor de la tronsoanele coloanei 5. Montaj greşit la sistemele de stropire cu lichid 6. Cantitatea prea mare de umplutură 7. Distribuţie greşită a umpluturii pe grătare 8. Lipsă de orizontalitate a grătarelor 9. Montaj necorespunzător al coloanei pe fundaţie 10. Montaj greşit al conductelor la instalaţiile anexe (pompe, compresoare, rezervoare)	2. Raport necorespunzător între absorbant şi componentul insolubil introdus în coloană 3. Viscozitate mare a lichidului absorbant 4. Presiuni şi temperaturi peste limitele admise ale fluidelor introduse în coloană 5. Agresivitate chimică excesivă a fluidelor introduse în coloană 6. Introducerea gazului la presiuni scăzute în coloană 7. Menţionarea unui regim necorespunzător de lucru în coloană (viteze ale gazului, presiuni, temperaturi, concentraţii, debite)

b) debitul maxim al apei de absorbţie; c) dreapta (linia) de operaţie; d) debitul de clor absorbit în coloană.

Rezolvare

a) Pentru trasarea curbei de echilibru este necesar să se calculeze concentraţiile de echilibru X^* şi Y^* ale clorului în faza lichidă şi faza gazoasă. Pentru aceasta, se aplică legea lui Henry:

$$Y=\frac{mX}{1+(1-m)\,X}, \text{ în care } m=\frac{H}{p} \text{ (v. rel. 2–5)}$$

Constanta lui Henry pentru clor la 20°C este: $H=548$ at; rezultă:

$$m=\frac{548}{3}=182{,}6$$

Concentraţiile fazei gazoase se transformă în rapoarte molare aplicîndu-se relaţiile:

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0{,}1875}{1-0{,}1875} = 0{,}232;$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{0{,}0388}{1-0{,}0388} = 0{,}0404$$

Calculul concentraţiilor de echilibru se face în baza relaţiei (2—5), dîndu-se mai multe valori pentru X (începînd cu $X = 1{,}1 \cdot 10^{-4}$) pînă la o valoare căreia îi corespunde o concentraţie Y mai mare decît concentraţia la intrare $Y_1 = 0{,}232$. Se obţin valorile:

X^* $1{,}1 \cdot 10^{-4}$	$2 \cdot 10^{-4}$	$4 \cdot 10^{-4}$	$6 \cdot 10^{-4}$	$8 \cdot 10^{-4}$	$10 \cdot 10^{-4}$	$12 \cdot 10^{-4}$
Y^* 0,0205	0,0380	0,0789	0,1230	0,1710	0,223	0,280

Pe baza acestor valori se trasează curba de echilibru din figura 2.13.

b) Debitul minim de lichid absorbant se calculează în baza ecuaţiei (2—10); luînd pentru X_1^* (concentraţia de echilibru a clorului în lichid corespunzătoare concentraţiei $Y_1 = 0{,}232$ din amestecul gazos) valoarea $X_1 = 10{,}4 \cdot 10^{-4}$ găsită pe diagrama de echilibru (fig. 2.13), rezultă:

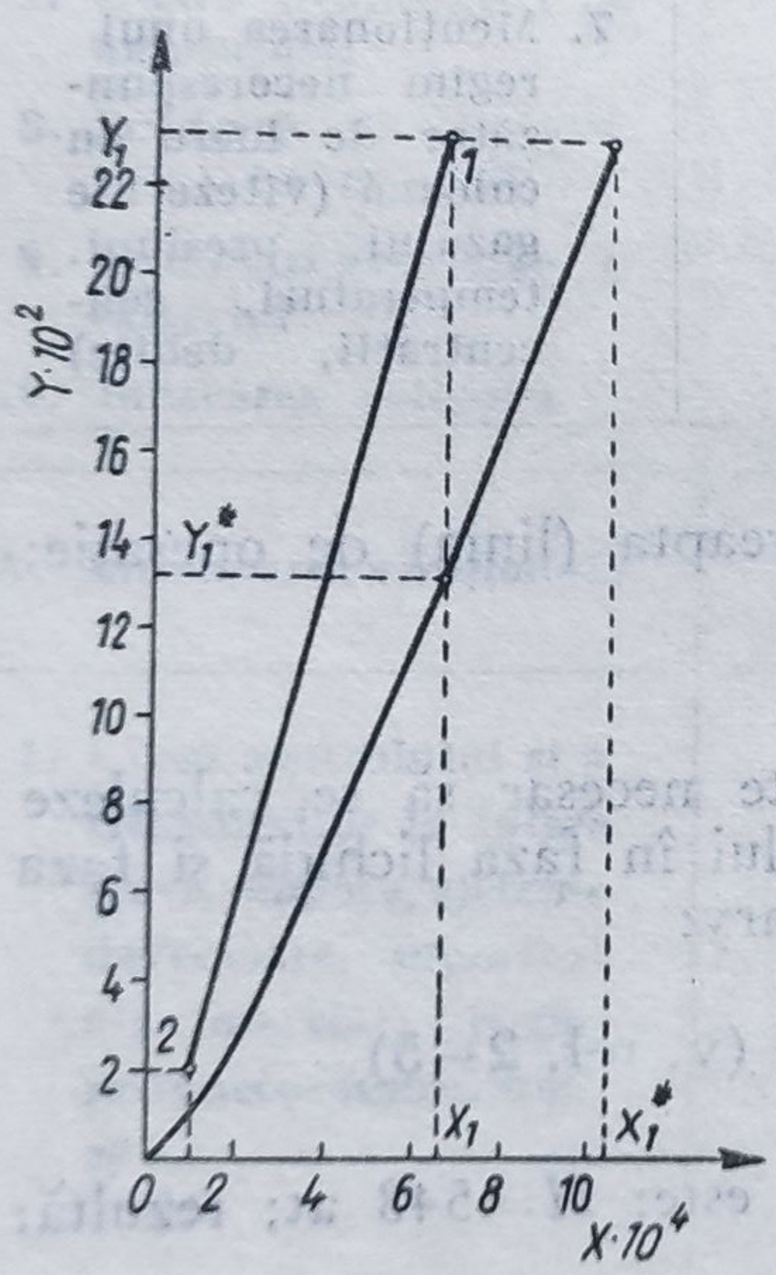


Fig. 2.13. Diagrama de echilibru (la exerciţiul 2).

$$L_m = G\frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} =$$

$$= \frac{1\,000}{22{,}4} \cdot \frac{0{,}232 - 0{,}0404}{10{,}4 \cdot 10^{-4} - 1{,}1 \cdot 10^{-4}} =$$

$$= 9\,200 \text{ kmol/h}$$

Debitul real de lichid adsorbant este (v. rel. 2.11):

$$L = C \cdot L_m = 1{,}63 \times 9\,200 = 15\,000 \text{ kmol/h}$$

($C = 1{,}63$, din tabele).

c) Trasarea dreptei de operaţie se face ştiind că aceasta trece prin punctele de coordonate Y_1, X_1 şi Y_2, X_2. Concentraţia X_1 a clorului în apă, la ieşirea din coloană, se calculează din relaţia (2—6); rezultă:

$$X_1 = \frac{G(Y_1 - Y_2)}{L} + X_2 = \frac{\frac{1\,000}{22,4}(0,232 - 0,0404)}{15\,000} + 1,1 \cdot 10^{-4} = 6,79 \cdot 10^{-4}$$

Figurînd valorile concentraţiilor Y_1, X_1 şi Y_2, X_2 pe diagrama din figura 2.13, se obţine dreapta de operaţie 1—2.

d) Debitul molar de clor absorbit este (v. rel. 2.6):

$$N_A = G(Y_1 - Y_2) = \frac{1\,000}{22,4}(0,232 - 0,0404) = 8,56 \text{ kmol/h.}$$

2. Pentru exemplul precedent, să se calculeze forţele motrice de transfer de substanţă în cele două faze, la baza şi la vîrful coloanei.

Rezolvare

Din diagrama din figura 2.13, rezultă:

— Pentru faza gazoasă:

— la baza coloanei: $\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0,232 - 0,131 = 0,1$

— la vîrful coloanei: $\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0,0404 - 0,0205 = 0,019$

Forţa medie de acţiune, pentru faza gazoasă, va fi:

$$(\Delta Y)_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{2,3 \lg \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0,1 - 0,019}{2,3 \lg \frac{0,1}{0,019}} 0,491 \text{ kmol/kmol}$$

— Pentru faza lichidă:

— la baza coloanei: $\Delta X_1 = X_1^* - X_1 = 10,4 \cdot 10^{-4} - 6,79 \cdot 10^{-4} = 3,61 \cdot 10^{-4}$

— la vîrful coloanei: $\Delta X_2 = X_2^* - X_2 = 2,6 \cdot 10^{-4} - 1,1 \cdot 10^{-4} = 1,5 \cdot 10^{-4}$

Forţa medie de acţiune pentru faza lichidă va fi:

$$(\Delta X)_m = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{2,3 \lg \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}} = \frac{3,61 \cdot 10^{-4} - 1,5 \cdot 10^{-4}}{2,3 \lg \frac{3,61}{1,5}} = 2,75 \cdot 10^{-4} \text{ kmol/kmol}$$

3. Pentru procesul de absorbţie din exemplele precedente să se calculeze înălţimea stratului de umplutură; diametrul coloanei este $D = 2\,000$ mm şi este echipată cu umplutură Raschig 50×50×5 mm. Coeficienţii totali de transfer de substanţă, determinaţi experimental, au valorile: $K_g = 0,35$ kmol/m²·h·kmol/kmol;
$K_1 = 41$ kmol/m²·h·kmol/kmol.

Rezolvare:

Suprafaţa de transfer de substanţă se calculează astfel:

$$S_1 = \frac{N_A}{K_g (\Delta Y)_m} = \frac{8{,}56}{0{,}35 \cdot 0{,}0491} = 500 \text{ m}^2$$

$$S_2 = \frac{N_A}{K_l (\Delta X)_m} = \frac{8{,}56}{41 \cdot 2{,}75 \cdot 10^{-4}} = 763 \text{ m}^2$$

Se alege cea mai mare dintre aceste valori:

$$S = 763 \text{ m}^2$$

Înălţimea umpluturii se calculează cu formula (2—13), luînd pentru suprafaţa specifică valoarea $\sigma = 87{,}5$ m²/m³ (din tabele); rezultă:

$$I = \frac{S}{A_c \cdot \sigma} = \frac{763}{\frac{\pi \cdot 2^2}{4} \cdot 87{,}5} = 2{,}78 \text{ m}$$

Se alege o umplutură cu înălţimea $I = 3$ m.

Verificarea cunoştinţelor

1. **Într-o coloană de absorbţie cu umplutură se constată că a scăzut brusc cantitatea de gaz insolubil scos din coloană. Să se arate cauzele probabile, legate de stările de uzură avansată ale instalaţiei, combinate cu greşeli în conducerea procesului.**
2. **Într-o coloană de absorbţie cu talere, se constată o scădere a concentraţiei componentului solubil în lichid. Care sînt cauzele generate de greşeli de montaj? Cum se pot înlătura?**
3. **Cum se procedează în cazurile în care apar perturbări ale debitelor de lichid din coloană? Ce consecinţe ar avea neînlăturarea la timp a unor asemenea fenomene?**

Capitolul 3

DISTILAREA ŞI RECTIFICAREA

Deseori, în procesele tehnologice din industria chimică, materialele prelucrate (sau produsele finite) reprezintă amestecuri de lichide (sau de gaze lichefiate) care urmează să fie separate în componenţii lor. Cele mai răspîndite metode de separare a unor astfel de amestecuri sînt distilarea şi rectificarea (ca variantă perfecţionată a distilării).

A. MECANISMUL ŞI DESFĂŞURAREA PROCESELOR DE DISTILARE ŞI RECTIFICARE

Distilarea şi rectificarea sînt operaţii de transfer de substanţă care constau din fierberea amestecului supus separării şi condensarea vaporilor. La rectificare, această dublă operaţie se repetă de foarte multe ori. Diversele variante ale operaţiilor de distilare şi rectificare se deosebesc între ele prin mecanismul de formare a vaporilor.

1. *Distilarea*

Distilarea este operaţia de separare a unui amestec lichid, prin vaporizarea parţială a lichidului şi recuperarea separată atît a vaporilor cît şi a rezidului.

Procesul de separare prin distilare se bazează pe faptul că, la aceeaşi temperatură, componenţii amestecului au volatilităţi (presiuni parţiale) diferite. Datorită volatilităţilor diferite ale componenţilor, vaporii vor fi mai bogaţi în componenţi cu volatilitate mai mare (denumiţi şi *componenţi uşori*), iar reziduul va fi mai bogat în componenţi cu volatilitate mai mică (denumiţi şi *componenţi grei*).

Din punctul de vedere al mecanismului de formare a vaporilor, distilarea poate fi continuă și discontinuă.

În *distilarea discontinuă*, o anumită cantitate de amestec introdusă în instalație este încălzită pînă la o anumită temperatură la care lichidul începe să fiarbă; vaporii formați sînt îndepărtați în mod continuu din spațiul de vaporizare și condensați; încă de la începutul formării vaporilor, aceștia sînt mai bogați în componenți ușori, iar lichidul rămas este mai bogat în componenți grei. Pe măsură ce operația progresează, atît vaporii cît și lichidul (reziduul) își schimbă compoziția: ambele faze (vaporii și lichidul care fierbe) devin din ce în ce mai bogate în componenți grei.

Deci, în distilarea discontinuă, compoziția vaporilor și a lichidului rezidual se schimbă în timpul operației.

În *distilarea continuă*, amestecul supus separării este introdus în mod continuu în aparat, vaporii și lichidul rezidual sînt evacuați pe măsura formării lor; compoziția vaporilor și a lichidului rezidual nu se schimbă în timpul operației. În acest caz, între vaporii formați și lichidul rezidual există un echilibru; întrucît procesul se desfășoară în mod continuu (vaporii și lichidul sînt îndepărtați în mod continuu), procesul se numește *vaporizare continuă*, în echilibru.

Metodele industriale de distilare sînt: distilarea simplă, distilarea fracționată, antrenarea cu vapori și distilarea de echilibru (integrală). Dintre acestea, primele trei sînt metode de distilare discontinuă.

a. Distilarea simplă

Metodă de distilare discontinuă, distilarea simplă se caracterizează prin variația compoziției vaporilor și a lichidului în cursul operației, ca urmare a îndepărtării continue a vaporilor formați. Pentru realizarea distilării simple, amestecul lichid supus separării se introduce în recipientul de fierbere, numit *blaz de distilare* și se încălzește pînă la temperatura de fierbere. După începerea fierberii, vaporii sînt evacuați — pe măsura formării lor — și sînt condensați într-un condensator exterior (fig. 3.1). Lichidul obținut prin condensarea vaporilor se numește *distilat* (fracțiune ușoară); reziduul din blaz se mai numește și fracțiune grea.

Potrivit celor arătate anterior, în distilarea simplă (operație discontinuă), compoziția vaporilor (deci compoziția distilatului) în component volatil, scade continuu pe parcursul operației; corespunzător, reziduul se îmbogățește continuu în componentul greu volatil.

Prin distilare simplă se realizează o separare parțială a amestecurilor; operația se aplică acolo unde nu este necesară o separare completă a

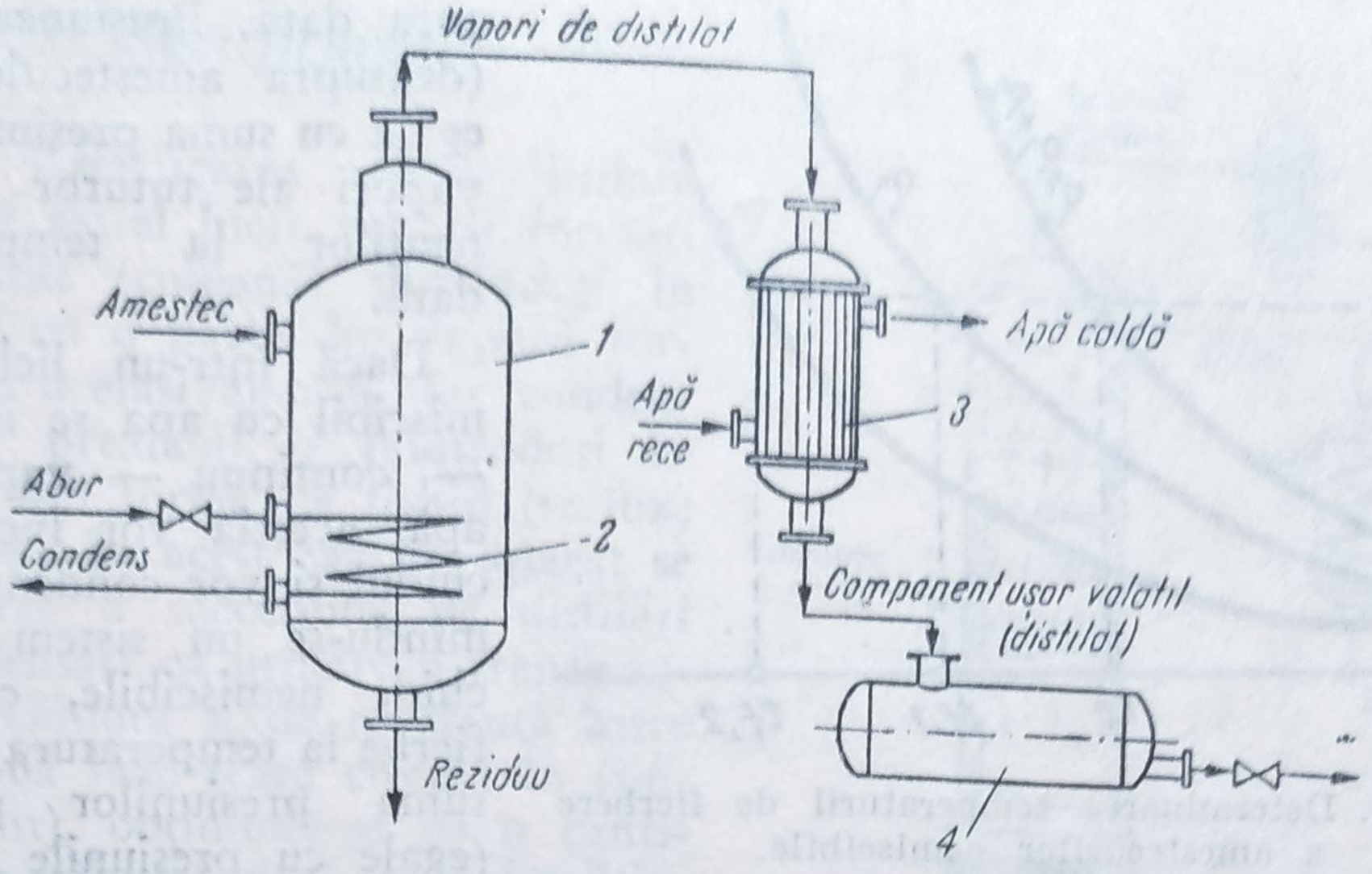


Fig. 3.1. Schema instalației pentru distilarea simplă:
1 — blaz de distilare; *2* — serpentină de încălzire; *3* — condensator; *4* — rezervor pentru distilat.

amestecurilor în componenții lor sau atunci cînd temperaturile de fierbere ale componenților sînt foarte diferite, astfel încît separarea decurge mai eficient.

Distilarea simplă este aplicată și în cazul în care amestecurile lichide conțin impurități nevolatile.

b. Distilarea fracționată

Variantă a distilării simple, *distilarea fracționată constă din fierberea amestecului și culegerea separată, din condensator, a unor fracțiuni (porțiuni) de distilat;* în acest mod se obțin fracțiuni de compoziție diferită. Primele fracțiuni culese, avînd concentrație mare în component volatil, se numesc și *„frunți de distilare"*.

c. Antrenarea cu vapori

Metoda separării amestecurilor lichide prin antrenare cu vapori de apă (sau cu gaz inert) se bazează pe faptul că prin încălzirea lichidelor nemiscibile (introduse în spații închise ermetic) se degajează vapori saturați, a căror presiune parțială nu depinde de compoziția amestecului, ci numai de temperatura lui; această presiune parțială este egală cu presiunea de vapori a componenților puri din amestec, la tempera-

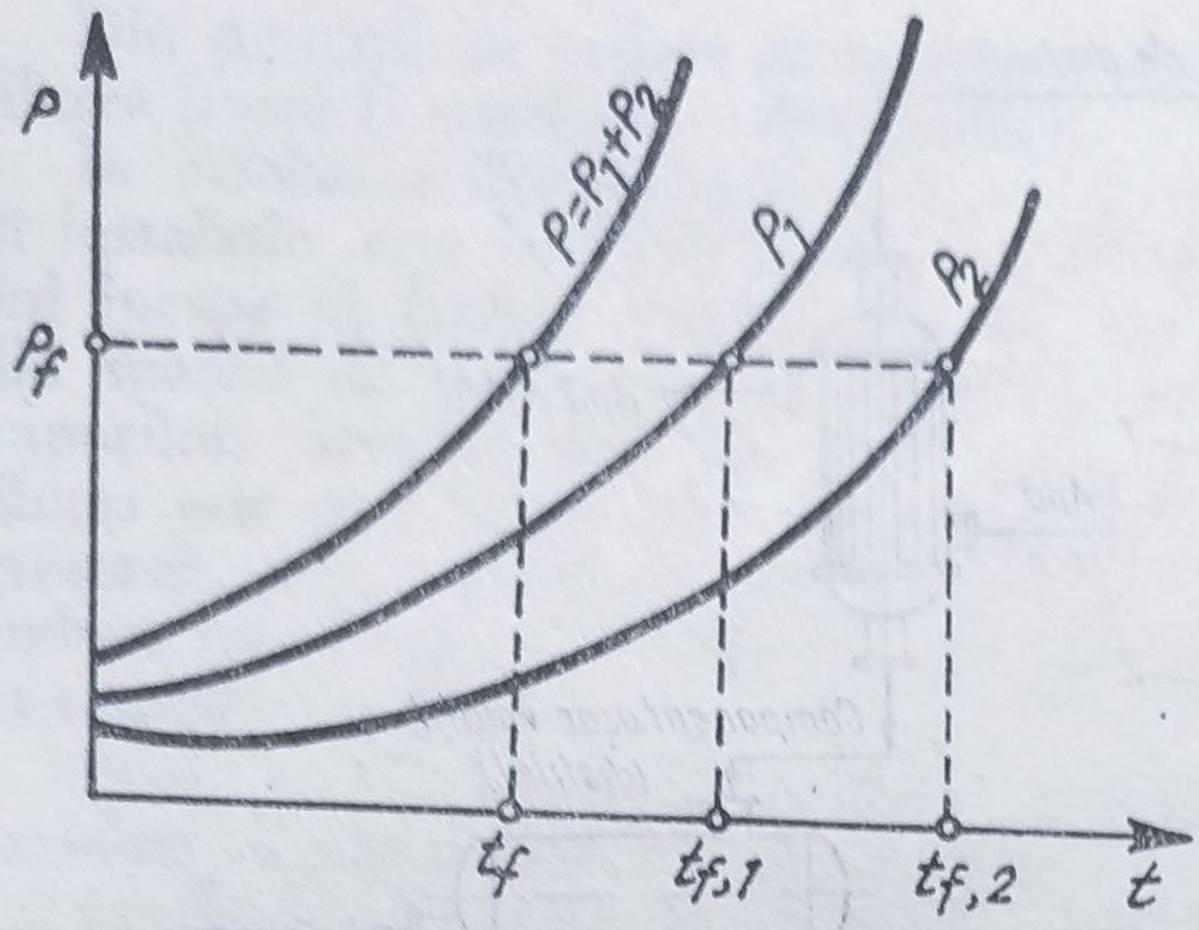


Fig. 3.2. Determinarea temperaturii de fierbere a amestecurilor nemiscibile.

tura dată. Presiunea totală (deasupra amestecului) este egală cu suma presiunilor de vapori ale tuturor componenţilor la temperatura dată.

Dacă într-un lichid nemiscibil cu apa se introduc — continuu — vapori de apă, aceştia vor încălzi lichidul şi vor condensa, formîndu-se un sistem de lichide nemiscibile, care va fierbe la temperatura la care suma presiunilor parţiale (egale cu presiunile de vapori ale componenţilor) va fi egală cu presiunea sub care are loc antrenarea cu vapori (fig. 3.2.). Astfel, prin antrenarea cu vapori, se micşorează temperatura de fierbere a amestecului supus separării.

Antrenarea cu vapori se aplică la purificarea substanţelor organice termolabile sau cu punct de fierbere ridicat.

d. Distilarea de echilibru (integrală)

Este o distilare continuă, în care amestecul supus separării se alimentează în mod continuu în recipientul de fierbere, iar vaporii şi lichidul rezidual sînt evacuaţi continuu, pe măsura formării lor. În timpul operaţiei, vaporii formaţi sînt menţinuţi în contact cu faza lichidă din care au provenit, găsindu-se continuu în echilibru cu aceasta (fig. 3.3); în asemenea condiţii de echilibru continuu între faze, compoziţia vaporilor şi a lichidului nu se schimbă în cursul operaţiei.

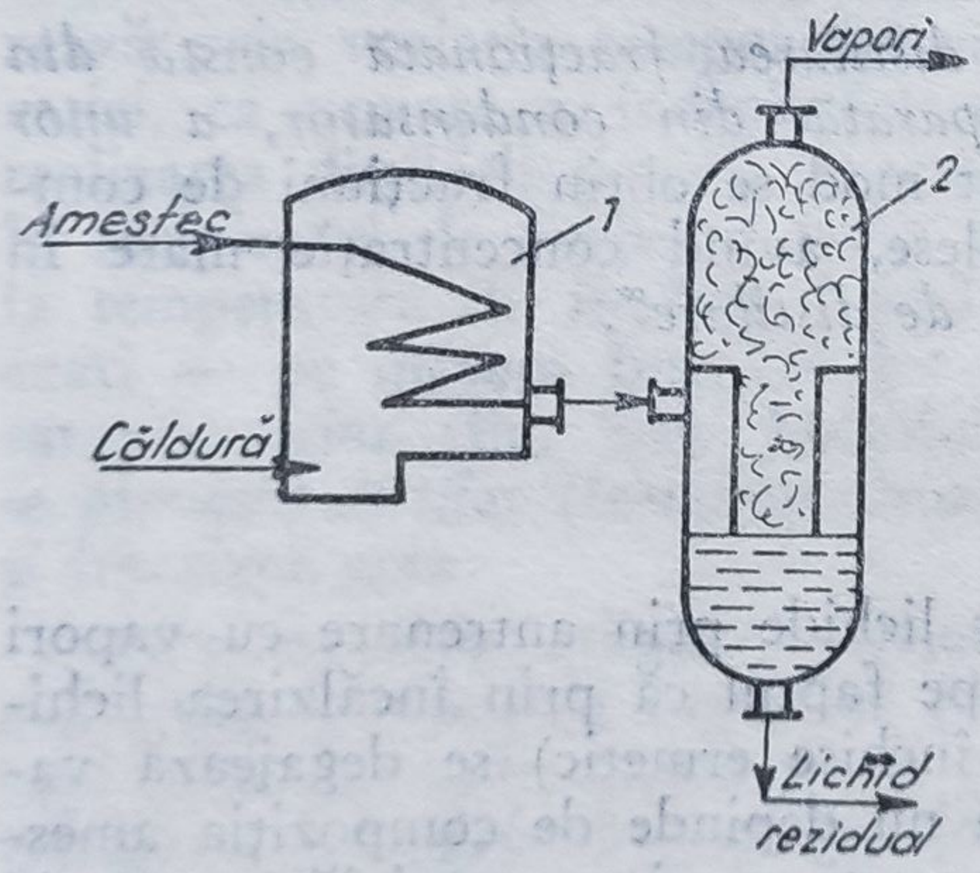


Fig. 3.3. Schema instalaţiei pentru distilarea integrală a ţiţeiului.

Distilarea de echilibru se utilizează ca operaţie continuă în distilarea ţiţeiului (fig. 3.3).

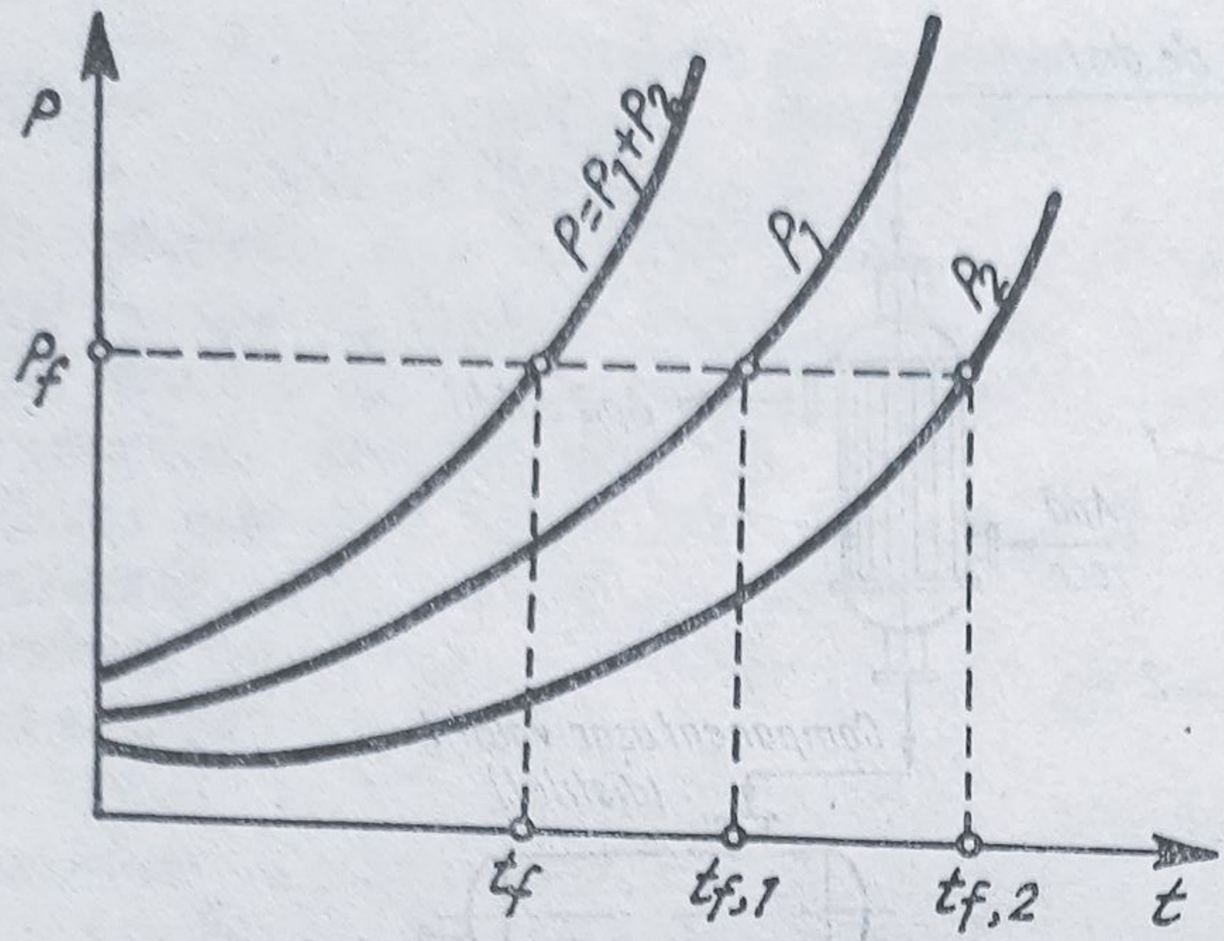


Fig. 3.2. Determinarea temperaturii de fierbere a amestecurilor nemiscibile.

tura dată. Presiunea totală (deasupra amestecului) este egală cu suma presiunilor de vapori ale tuturor componenţilor la temperatura dată.

Dacă într-un lichid nemiscibil cu apa se introduc — continuu — vapori de apă, aceştia vor încălzi lichidul şi vor condensa, formîndu-se un sistem de lichide nemiscibile, care va fierbe la temperatura la care suma presiunilor parţiale (egale cu presiunile de vapori ale componenţilor) va fi egală cu presiunea sub care are loc antrenarea cu vapori (fig. 3.2.). Astfel, prin antrenarea cu vapori, se micşorează temperatura de fierbere a amestecului supus separării.

Antrenarea cu vapori se aplică la purificarea substanţelor organice termolabile sau cu punct de fierbere ridicat.

d. Distilarea de echilibru (integrală)

Este o distilare continuă, în care amestecul supus separării se alimentează în mod continuu în recipientul de fierbere, iar vaporii şi lichidul rezidual sînt evacuaţi continuu, pe măsura formării lor. În timpul operaţiei, vaporii formaţi sînt menţinuţi în contact cu faza lichidă din care au provenit, găsindu-se continuu în echilibru cu aceasta (fig. 3.3); în asemenea condiţii de echilibru continuu între faze, compoziţia vaporilor şi a lichidului nu se schimbă în cursul operaţiei.

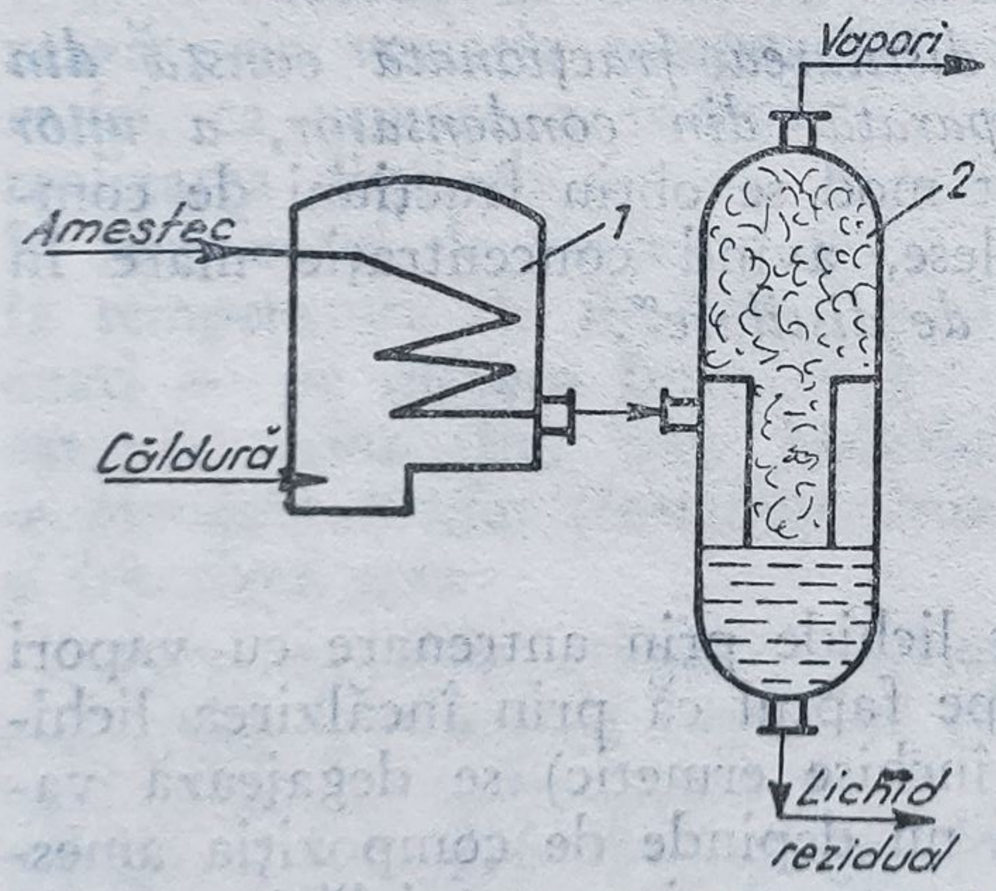


Fig. 3.3. Schema instalaţiei pentru distilarea integrală a ţiţeiului.

Distilarea de echilibru se utilizează ca operaţie continuă în distilarea ţiţeiului (fig. 3.3).

2. *Rectificarea*

Rectificarea este o distilare condusă astfel încît vaporii formaţi în aparat (coloană) sînt aduşi în contact cu o parte din vaporii formaţi în acelaşi aparat, dar condensaţi în prealabil şi reintroduşi în aparat sub formă de lichid (reflux) (fig. 3.4). În acest caz, în aparat se realizează o succesiune de distilări şi condensări ca urmare a transferului de căldură şi de substanţă între cele două faze (care circulă în contracurent), obţinîndu-se cu o cantitate de căldură dată, o îmbogăţire a vaporilor în componente uşoare, mult mai mare decît în cazul distilării simple.

Faza lichidă, obţinută din vaporii condensaţi, care se întoarce în aparat pentru a veni în contact cu vaporii nou formaţi, se numeşte *reflux.*

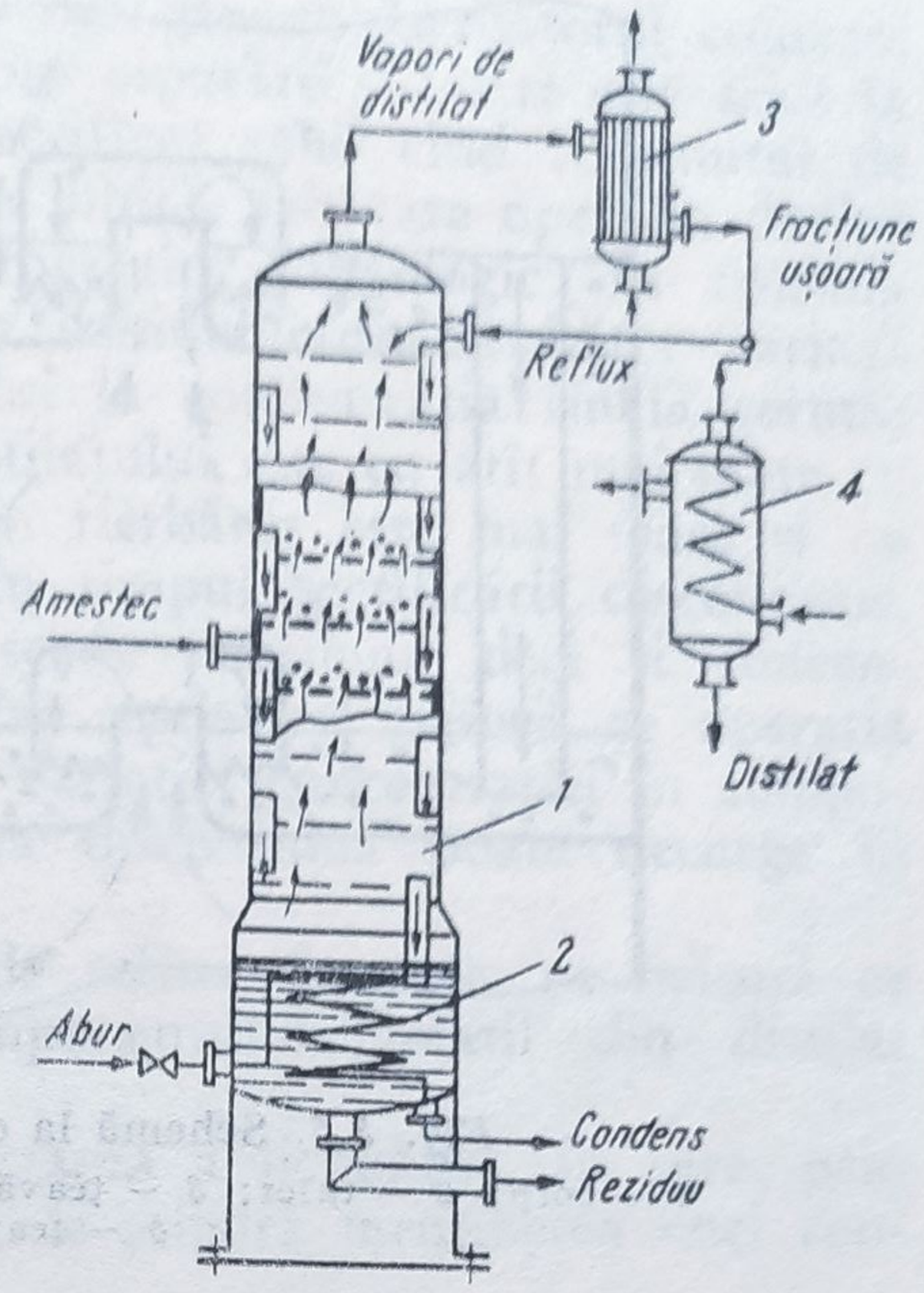


Fig. 3.4. Schemă la rectificare:
1 — coloană de rectificare; *2* — serpentină de încălzire; *3* — condensator; *4* — răcitor.

Aparatul în care are loc acest contact dintre vaporii ascendenţi (care urcă spre condensator) cu condensatul (refluxul) care circulă descendent, se numeşte *coloană de rectificare.* Construcţia generală a coloanelor de rectificare este asemănătoare construcţiei coloanelor de absorbţie (v. cap. 2).

În coloana cu talere cu clopote (fig. 3.5), contactul dintre vapori şi reflux se realizează prin *barbotarea* vaporilor în lichidul de pe taler; menţinînd — cu ajutorul unor preaplinuri — un anumit nivel al lichidului pe taler, vaporii ascendenţi sînt obligaţi să treacă în stare dispersată prin lichidul de pe taler (dispersarea se realizează prin trecerea vaporilor prin fantele clopotelor). Prin aceasta se realizează transferul de substanţă şi de căldură între cele două faze.

Amestecul care trebuie separat este introdus pe un anumit taler (talerul de alimentare, determinat prin calcule sau experimental), curge din taler în taler, pierzînd treptat componentul volatil şi ajunge în fierbător (la baza coloanei), unde este parţial vaporizat, restul fiind evacuat ca fracţiune grea. Vaporii rezultaţi din fierbător vaporizează componenţii volatili din lichidul (refluxul) care circulă în contracurent; compoziţia vaporilor variază de-a lungul coloanei, de la compoziţia

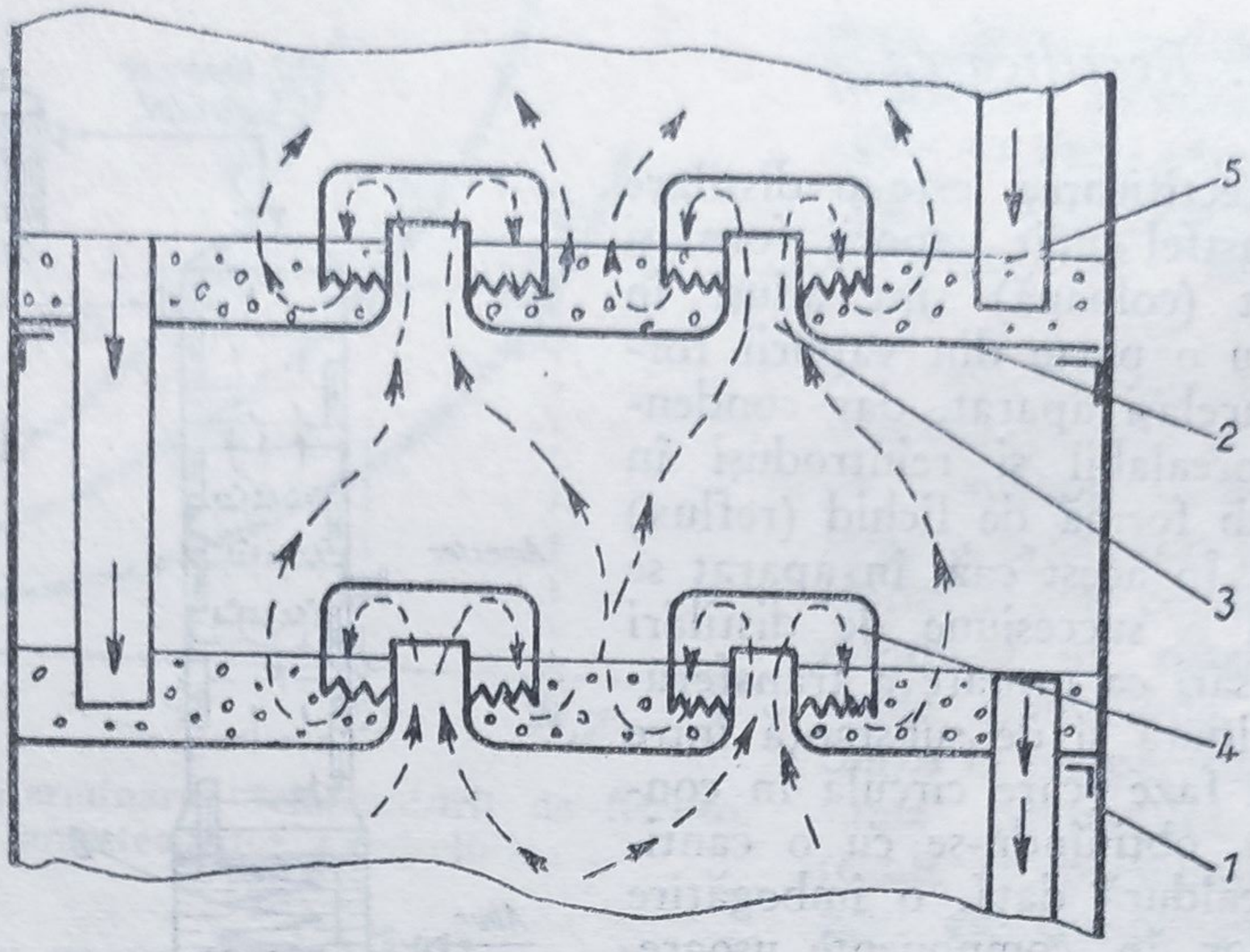


Fig. 3.5. Schemă la coloana cu talere și clopote:
1 — corp; *2* — taler; *3* — țeavă pentru intrarea vaporilor; *4* — clopot; *5* — țeavă deversoare.

corespunzătoare fracțiunii grele pînă la compoziția corespunzătoare fracțiunii ușoare (la vîrful coloanei). Vaporii sînt condensați (fără răcire) în condensatorul coloanei; o parte din condensat fiind introdus în coloană sub formă de reflux, cealaltă parte este evacuată ca fracțiune ușoară (numită distilat). Refluxul are rolul de a condensa componenții grei din vapori și această condensare are loc concomitent cu vaporizarea — de către vapori — a componenților ușori din reflux.

În coloana cu umplutură, în care umplutura îndeplinește rolul talerelor de la coloanele cu clopote, contactul dintre cele două faze (lichid și vapori) se realizează pe suprafața acesteia. Ca operație de separare înaintată, rectificarea se aplică amestecurilor binare și amestecurilor multiple. În funcție de temperatura de fierbere a amestecurilor, rectificarea se efectuează la presiune atmosferică, sub vid sau la presiuni supraatmosferice. Ea poate decurge continuu, în regim staționar, sau discontinuu, în regim nestaționar.

În *rectificarea continuă, în regim staționar* (v. fig. 3.4), amestecul supus separării prin rectificare intră cu debit constant și cu temperatură constantă în coloana de rectificare; atît fracțiunea ușoară cît și fracțiunea grea ies din coloană cu debite și temperaturi constante; în orice punct al coloanei de rectificare, debitele, concentrațiile, presiunile și temperaturile rămîn constante după intrarea în funcționare de regim a coloanei.

În *rectificarea discontinuă, în regim nestaţionar*, fierbătorul coloanei se încarcă cu o sarjă de amestec — supus separării — care este adus la temperatura de fierbere şi apoi este rectificat pînă cînd conţinutul de component uşor din fierbător scade la o limită, sub care operaţia devine neeconomică sau necorespunzătoare procesului tehnologic. În coloana cu funcţionare discontinuă, concentraţia lichidului din fierbător variază de la concentraţia iniţială a amestecului la concentraţia finală cerută; concentraţia în component volatil a distilatului este cu atît mai mare cu cît concentraţia acestuia în lichidul din fierbător este mai mare şi cu cît debitul de reflux este mai mare. În timpul rectificării discontinue, concentraţia lichidului din fierbător scade continuu, deci şi concentraţia componentului volatil din distilat scade pe măsură ce operaţia progresează. Din punctul de vedere al variaţiei concentraţiei în component volatil al distilatului, rectificarea discontinuă poate decurge în două variante:

— Rectificare cu debit constant de reflux, în care, pe măsură ce operaţia progresează, concentraţia componentului volatil din distilat scade.

— Rectificare cu concentraţie constantă a lichidului, în care, prin mărirea continuă a debitului de reflux, se asigură menţinerea unei concentraţii constante a distilatului.

3. *Distilarea azeotropică şi extractivă*

În cazul în care amestecurile supuse separărilor conţin componenţi avînd volatilităţi egale (amestecuri azeotropice) sau foarte apropiate, rectificarea obişnuită nu mai este posibilă sau implică mari dificultăţi tehnice şi economice.

Distilarea azeotropică aplicată în astfel de cazuri, se bazează pe mărirea volatilităţii relative a componenţilor care trebuie separaţi, prin adăugarea unei substanţe lichide corespunzătoare, denumită *antrenant*, în coloana de rectificare.

Antrenantul este un lichid avînd punct de fierbere între 10% şi 40% mai mic decît punctul de fierbere al unuia dintre componenţi; el trebuie să aibă o „polaritate" cît mai diferită faţă de acest component. Antrenantul poate acţiona asupra amestecului supus separării în diverse moduri, formînd amestecuri azeotropice, cu unul, doi, sau cu toţi componenţii amestecului (cînd amestecul iniţial este azeotrop, trebuie ca temperatura lui de fierbere să fie diferită de temperatura de fierbere a noului amestec azeotrop).

Distilarea azeotropică este utilizată la separarea benzenului din benzine şi obţinerea alcoolului etilic absolut.

Distilarea extractivă utilizează, în locul antrenantului, un solvent care măreşte volatilitatea relativă a componenţilor de separat, prin dizolvarea unuia dintre componenţi. Astfel, componentul nedizolvat, avînd volatilitate relativă mai mare, se va obţine în distilat; printr-o distilare simplă (posibilă atunci cînd solventul este uşor volatil) sau prin rectificare, componentul greu, dizolvat în solvent, este separat de acesta, solventul fiind reintrodus în circuit.

B. ELEMENTE DE CALCUL AL PROCESELOR DE DISTILARE ŞI RECTIFICARE

Pentru alegerea metodelor celor mai potrivite de distilare şi rectificare, ca şi pentru calculul aparatelor în care se realizează operaţia, este necesar să se cunoască unele din proprietăţile fizice ale amestecurilor lichide şi ale componentelor lor, cum sînt: presiunea de vapori, temperatura de fierbere, compoziţia fazelor la echilibru.

1. *Echilibrul lichid-vapori*

Un amestec lichid format din mai mulţi componenţi, fierbe la o temperatură care depinde de presiunea sub care se desfăşoară fierberea şi de compoziţia lichidului; acest amestec lichid începe să fiarbă atunci cînd suma presiunilor parţiale ale componenţilor săi devine egală cu presiunea sub care se află amestecul. Menţinînd presiunea constantă, temperatura de fierbere a amestecului creşte odată cu evaporarea componenţilor mai volatili, deoarece faza lichidă se îmbogăţeşte în componenţi cu temperaturi de fierbere mai ridicate. Echilibrul lichid-vapori prezintă anumite particularităţi, în funcţie de modul de acţiune a forţelor de coeziune moleculară şi de solubilităţile componenţilor din amestec. Din acest punct de vedere, se deosebesc amestecuri ideale, amestecuri neideale, amestecuri nemiscibile şi amestecuri parţial miscibile. Pentru aceste categorii de amestecuri, particularităţile echilibrului lichid-vapori sînt puse în evidenţă în diagramele presiunilor, diagramele de fierbere şi diagramele de echilibru.

a. Amestecuri ideale

Deasupra unui amestec ideal lichid, presiunea parţială a fiecărui component depinde de concentraţia lui în amestec şi de temperatura de

fierbere. Conform legii lui Raoult, presiunea parţială a unui component deasupra unui amestec ideal este:

$$p_n = P_n \cdot x_n, \qquad (3-1)$$

în care:

P_n este presiunea de vapori a componentului n în stare pură, la temperatura de fierbere a amestecului;

x_n — fracţia molară a componentului n în amestec.

Pentru un amestec binar alcătuit din componentul (*1*) uşor volatil şi componentul (*2*) mai greu volatil, avînd în vedere că $x_1 + x_2 = 1$, se poate scrie:

$$p_1 = P_1 \cdot x_1 \qquad (3-2)$$

$$p_2 = P_2 \cdot x_2 = P_2 (1 - x_1), \qquad (3-3)$$

în care P_1 şi P_2 au aceleaşi semnificaţii ca P_n din ecuaţia (3—1).

Compoziţia vaporilor rezultă din ecuaţiile (3—2 şi (3—3), în baza relaţiei $y_n = \frac{p_n}{p}$ (v. cap. 2), în care p este presiunea totală sub care fierbe amestecul:

$$y_1 = \frac{p_1}{p} = \frac{P_1}{p} \cdot x_1 \qquad (3-4)$$

$$y_2 = \frac{p_2}{p} = \frac{P_2}{p} \cdot x_2 = \frac{P_2}{p} (1 - x_1) \qquad (3-5)$$

Adunînd relaţiile (3—2) şi (3—3), şi avînd în vedere că $p_1 + p_2 = p$, rezultă:

$$p = p_1 \cdot x_1 + P_2 (1 - x_1), \qquad (3-6)$$

de unde rezultă fracţia molară x_1:

$$x_1 = \frac{p - P_2}{P_1 - P_2}, \qquad (3-7)$$

care arată compoziţia amestecului fierbînd sub presiunea p.

Compoziţia vaporilor amestecului binar, rezultă din ecuaţiile (3—4) şi (3—5), ţinînd seama de relaţia (3—7).

$$y_1 = \frac{p_1}{p} = \frac{P_1}{p} \cdot \frac{p - P_2}{P_1 - P_2} \qquad (3-8)$$

Cu ajutorul relaţiilor (3—7) şi (3—8) se calculează compoziţile de echilibru, atunci cînd se cunosc presiunile de vapori ale componentelor amestecului.

Pentru amestecuri binare ideale, a căror volatilitate relativă $\alpha = \frac{P_1}{P_2}$ este constantă în intervalul de temperatură la care are loc fierberea, compoziţiile de echilibru sînt date de relaţia lui Fenske:

$$y_1 = \frac{\alpha \cdot x_1}{1 + (\alpha - 1)\, x_1} \qquad (3-9)$$

Pentru amestecuri multiple ideale (amestecuri formate din mai mulţi componenţi la care se cunosc compoziţiile şi natura lor chimică), relaţia (3—4) capătă forma:

$$y_n = \frac{p_n}{p}\, x_n = K_n \cdot x_n \qquad (3-10)$$

în care K_n este constanta de echilibru, a cărei valoare depinde de natura componentului, de natura amestecului, de temperatură şi de presiune.

Diagrama presiunilor (fig. 3.6) serveşte la determinarea compoziţiei unui amestec care fierbe sub o presiune oarecare, cunoscută. În această diagramă, se reprezintă variaţia presiunilor parţiale p_1 şi p_2 şi a presiunii totale p, în funcţie de concentraţia fazei lichide, la temperatură constantă. În cazul amestecurilor ideale, în baza ecuaţiilor (3—2) şi (3—4) se trasează variaţia presiunilor parţiale în funcţie de concentraţie, rezultînd două drepte care trec prin origine; la $x_1 = 1$ şi respectiv *la* $x_2 = 1$, cele două presiuni parţiale p_1 şi p_2 devin egale cu presiunile de vapori P_1 şi P_2 ale componenţilor puri. Variaţia presiunii totale p este dată de dreapta care uneşte punctele $p = P_2$ (la $x_1 = 0$) şi $p = P_1$ (la $x_1 = 1$). Compoziţia amestecului fierbînd sub o presiune oarecare p, corespunde abscisei punctului p, de pe dreapta presiunii totale.

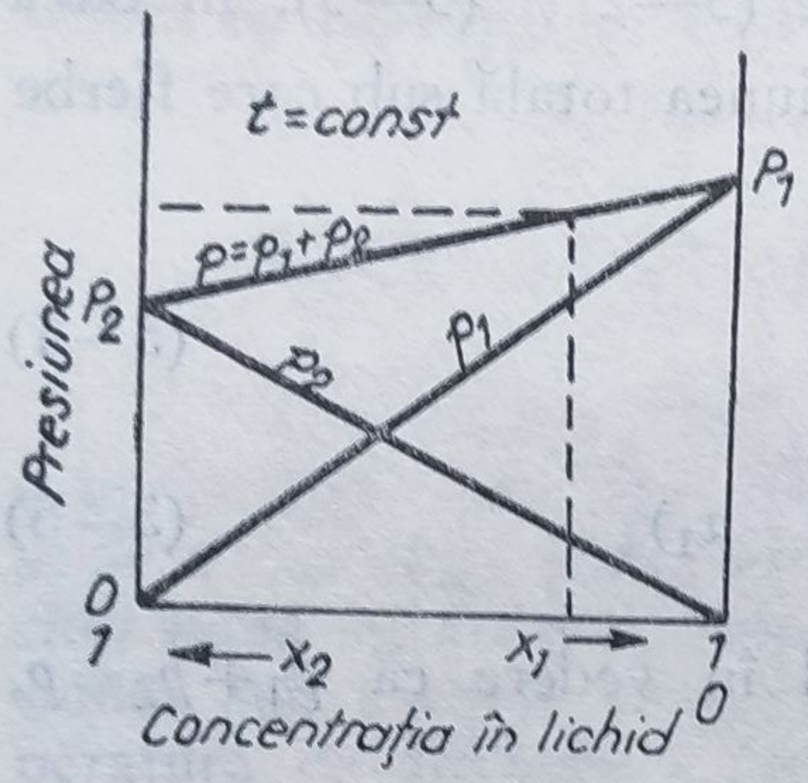


Fig. 3.6. Diagrama presiunilor pentru un amestec ideal.

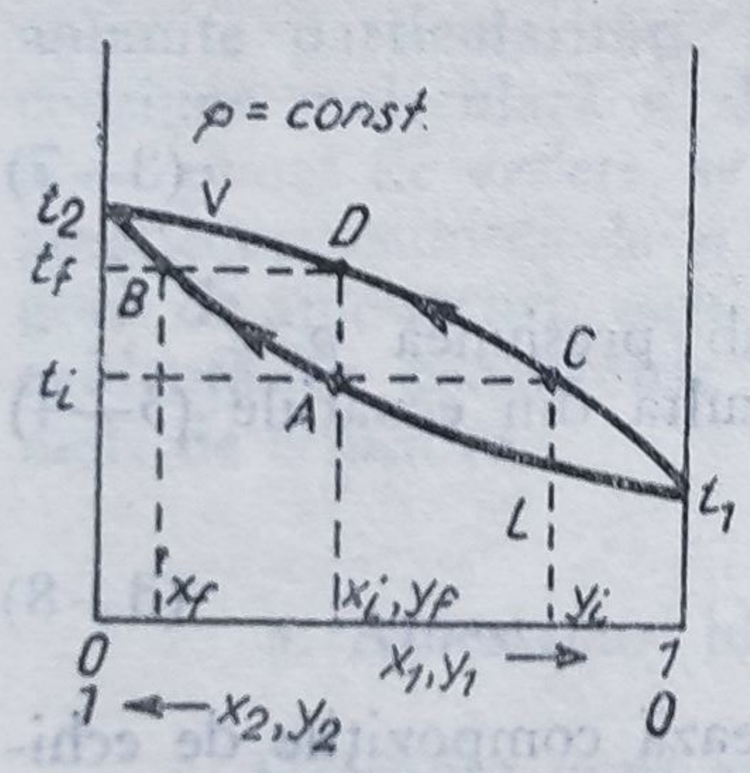


Fig. 3.7. Diagrama de fierbere pentru un amestec binar.

Diagrama de fierbere (fig. 3.7) arată variaţia temperaturii de fierbere a amestecului binar, în funcţie de compoziţia sa x_1 şi variaţia temperaturii de condensare în funcţie de compoziţia y_1 a vaporilor. Această diagramă, construită în baza datelor experimentale sau utilizînd relaţiile (3—7) şi (3—8) pentru temperaturi cuprinse între temperaturile de fierbere ale componenţilor puri, se bazează pe faptul că temperatura de fierbere a unui amestec omogen de lichide nu este con-

stantă, ci depinde de compoziţia amestecului, ceea ce înseamnă că şi temperatura de condensare a vaporilor variază în timpul distilării. Diagrama este formată din două curbe: curba de fierbere (curba lichidului L) şi curba de condensare (curba vaporilor V), care variază între temperaturile de fierbere t_1 şi t_2 ale componenţilor puri.

Potrivit diagramei, un amestec avînd compoziţia x_i începe să fiarbă la temperatura t_i, iar vaporii obţinuţi au compoziţia y_i. În timpul fierberii lichidul devine sărac în componentul volatil, iar temperatura sa de fierbere creşte concomitent cu scăderea concentraţiei vaporilor în component volatil; fierberea se încheie în punctul D, la temperatura t_f şi compoziţia vaporilor y_f egală cu compoziţia iniţială a amestecului: $y_f = x_i$. Temperatura de condensare a vaporilor este egală cu temperatura finală t a fierberii, iar temperatura finală de condensare a vaporilor este egală cu temperatura iniţială de fierbere.

În cazul amestecurilor multiple, pentru care construirea diagramelor de fierbere nu este posibilă, temperatura la care încep să condenseze vaporii se determină din condiţia:

$$\Sigma x_n \rightarrow \sum \frac{p \cdot y_n}{p} = \sum \frac{y_n}{k_n} = 1, \qquad (3-11)$$

iar temperatura la care amestecul începe să fiarbă se determină din condiţia:

$$\Sigma y_n = \sum \frac{p_n}{p} x_n = \Sigma k_n \cdot x_n = 1 \qquad (3-12)$$

Diagrama de echilibru (fig. 3.8) arată variaţia compoziţiei y a vaporilor, în echilibru cu lichidul. Pe această diagramă, avînd în abscisă compoziţia x a lichidului, axele de coordonate se divizează în intervalul 0—1. Curba de echilibru dă dependenţa între compoziţia y a vaporilor în echilibru cu lichidul de compoziţie x. Diagonala are ecuaţia $y = x$. Curba se construieşte pe baza datelor experimentale sau pe baza relaţiilor (3—7) şi (3—8). Pentru amestecuri ideale cu volatilitate relativă α constantă, curba se trasează cu ajutorul ecuaţiei lui Fenske (v. rel. 3—9). Cînd volatilitatea relativă a componenţilor este mai mare, curba de echilibru este mai depărtată de diagonală; în acest caz, separarea amestecului se face mai uşor.

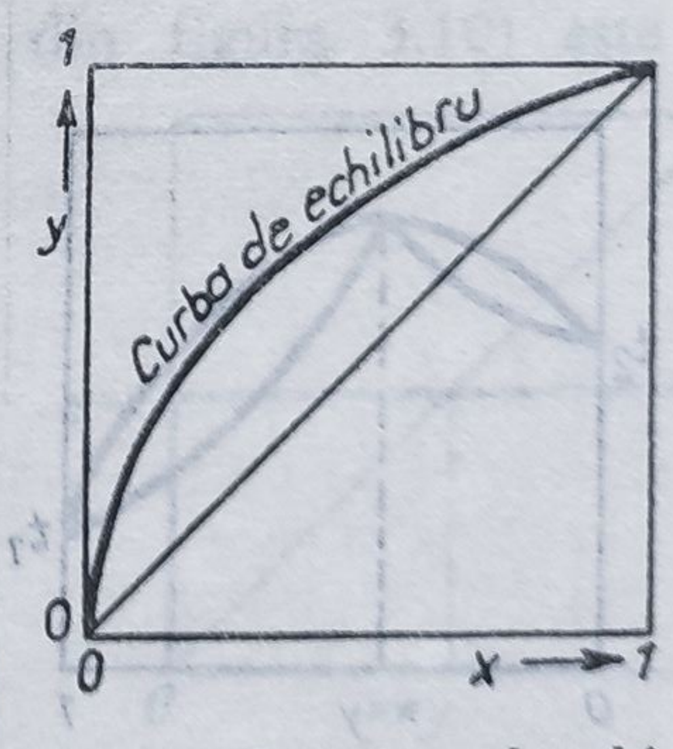


Fig. 3.8. Diagrama de echilibru.

b. Amestecuri neideale

În amestecurile neideale, forţele intermoleculare ale componenţilor puri diferă de forţele intermoleculare ale amestecului. Ca urmare a variaţiei forţelor intermoleculare ale amestecului, în funcţie de compoziţie, acestea se abat de la legea lui Raoult; pentru a se corecta această abatere, se introduc mărimile γ_1 şi γ_2, denumite *coeficienţi de activitate*, cu care se amplifică presiunea P a componentului pur. Astfel, toate relaţiile stabilite pentru amestecurile ideale rămîn valabile în urma corecţiei (prin amplificare cu coeficienţii γ), în toate cazurile unde intervin presiunile de vapori P.

Coeficienţii de activitate γ depind de natura componenţilor amestecului, de presiune şi de temperatură. Cînd valorile coeficienţilor de activitate sînt mai mici decît unitatea, dar puţin diferiţi de unu, variaţia presiunii (pe diagrama presiunilor) are loc după o curbă cu concavitatea în sus; invers, cînd coeficienţii de activitate sînt mai mari decît unitatea, dar puţin diferiţi de unu, variaţia presiunii are loc după o curbă cu concavitatea în jos. Dacă însă valorile coeficienţilor de activitate diferă mult de unitate, se modifică relaţiile şi graficele de echilibru.

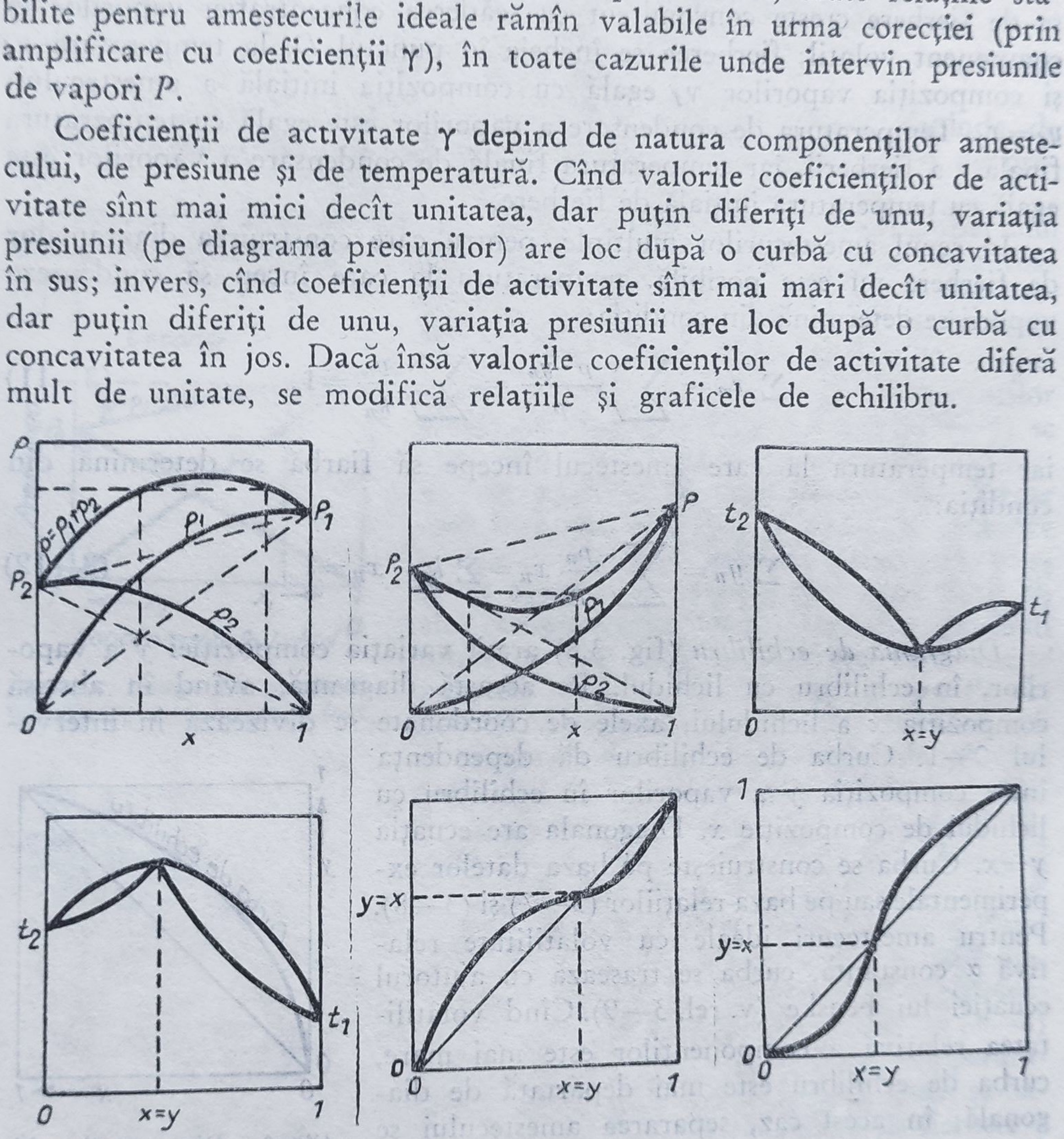


Fig. 3.9. Diagrama pentru amestecuri azeotropice.

Amestecurile la care coeficienţii de activitate sînt mult diferiţi de unitate, se numesc *amestecuri azeotropice*; asupra diagramelor amestecurilor azeotropice se fac următoarele precizări:

— în diagrama presiunilor apare un punct de maximum sau de minimum, căruia, în diagrama de fierbere îi corespunde un minimum sau, respectiv, un maximum, iar în diagrama de echilibru, curba de echilibru intersectează diagonala într-un punct de compoziţie $x=y$, denumită *compoziţie azeotropică* (fig. 3.9);

— corespunzător valorilor coeficienţilor de activitate , amestecu-λ rile azeotropice pot fi pozitive (cînd $\gamma>1$ sau negative cînd $\gamma<1$);

— pe diagrama de fierbere, amestecurile azeotropice pozitive prezintă un punct minim de fierbere, iar amestecurile azeotropice negative, un punct maxim de fierbere, temperatura minimă sau maximă corespunzînd egalităţii compoziţiei în cele două faze: $x=y$.

În punctul azeotropic $y=x$, volatilitatea relativă $\alpha=1$, separarea prin distilare simplă nu este posibilă.

Exemple de amestecuri azeotropice sînt: amestecul alcool etilic-apă; amestecul acetonă-alcool metilic, amestecul acetat de etil-alcool etilic ş.a.

c. Amestecuri nemiscibile şi parţial miscibile

Într-un amestec nemiscibil, oricare din componenţi se comportă ca şi cum ar fi singur: presiunile parţiale ale componenţilor sînt egale cu presiunile de vapori la temperatura respectivă:

$$p_1=P_1; \qquad p_2=P_2 \ \ldots \tag{3—13}$$

Asemenea amestecuri fierb la temperatura pentru care suma presiunilor parţiale ale componenţilor egalează presiunea sub care se află amestecul. Comportarea acestor amestecuri (v. diagramele din figura 3.10) este

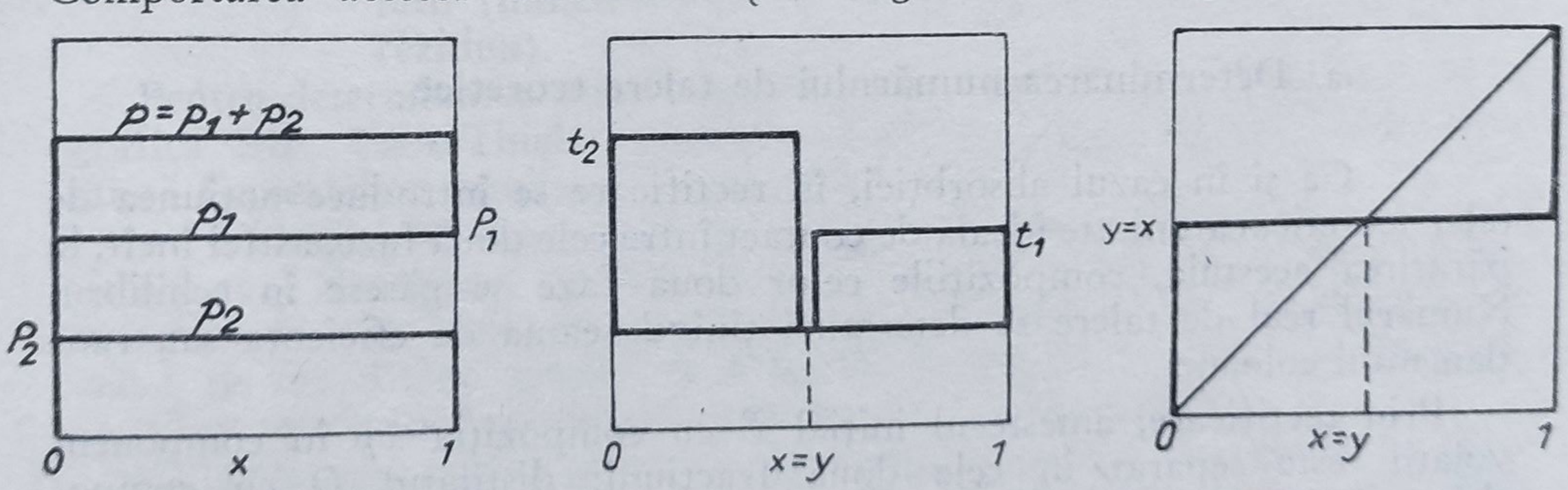


Fig. 3.10. Diagrama pentru amestecuri binare nemiscibile.

similară comportării amestecurilor azeotropice. Ele prezintă temperatură minimă de fierbere (inferioară temperaturilor de fierbere ale componenţilor) şi compoziţie constantă a vaporilor (egală cu compoziţia punctului azeotropic), care se calculează după relaţiile:

$$y_1 = \frac{p_1}{p} = \frac{P_1}{p}\,; \qquad y_2 = \frac{p_2}{p} = \frac{P_2}{p}\,; \qquad \frac{y_1}{y_2} = \frac{p_1}{p_2} = \frac{P_1}{P_2} \qquad (3-14)$$

Astfel de particularităţi ale amestecurilor nemiscibile, stau la baza distilării prin antrenare cu vapori.

Diagramele amestecurilor parţial miscibile se aseamănă cu cele ale amestecurilor nemiscibile; specific amestecurilor parţial miscibile este faptul că, în diagrame, variaţiile liniare se curbează în zona apropiată de compoziţia componenţilor puri.

2. *Elemente de calcul al operaţiei de rectificare continuă*

Dimensionarea tehnologică a unei coloane de rectificare cu funcţionare continuă constă, în principal, în:

— determinarea debitelor de distilat şi reziduu, cunoscînd debitul amestecului iniţial şi compoziţia distilatului şi a reziduului;

— determinarea numărului de talere necesare pentru realizarea separării în condiţiile cerute;

— determinarea înălţimii şi secţiunii coloanei;

— determinarea debitului de abur de încălzire a blazei;

— determinarea debitului apei de răcire în condensator şi în răcitorul de distilat.

a. Determinarea numărului de talere teoretice

Ca şi în cazul absorbţiei, în rectificare se introduce noţiunea de taler teoretic, ca unitate ideală de contact între cele două faze, astfel încît, la părăsirea acestuia, compoziţiile celor două faze se găsesc în echilibru. Numărul real de talere se determină ţinînd seama de eficienţa sau randamentul coloanei.

Prin rectificare, amestecul iniţial F cu compoziţia x_F în component volatil este separat în cele două fracţiuni: distilatul D cu compoziţia x_D în component volatil şi reziduul W, cu compoziţia x_W în

component volatil. Amestecul supus separării se introduce în coloană pe un anumit taler avînd compoziţia egală cu compoziţia de alimentare x_F; în acest fel, coloana de rectificare se împarte în două zone distincte: zona de concentrare — situată deasupra talerului de alimentare — şi denumită astfel pentru că, în această zonă, lichidul de pe talere este concentrat în componentul volatil — şi zona de epuizare, situată sub talerul de alimentare, în care lichidul curgînd din taler spre blază, sărăceşte continuu în component volatil. Potrivit schemei din fig. 3.11, bilanţul total de materiale în coloană este:

$$F = W + D, \qquad (3-15)$$

iar bilanţul parţial pentru componenta volatilă este:

$$F \cdot x_F = W \cdot x_W + D \cdot x_D, \qquad (3-16)$$

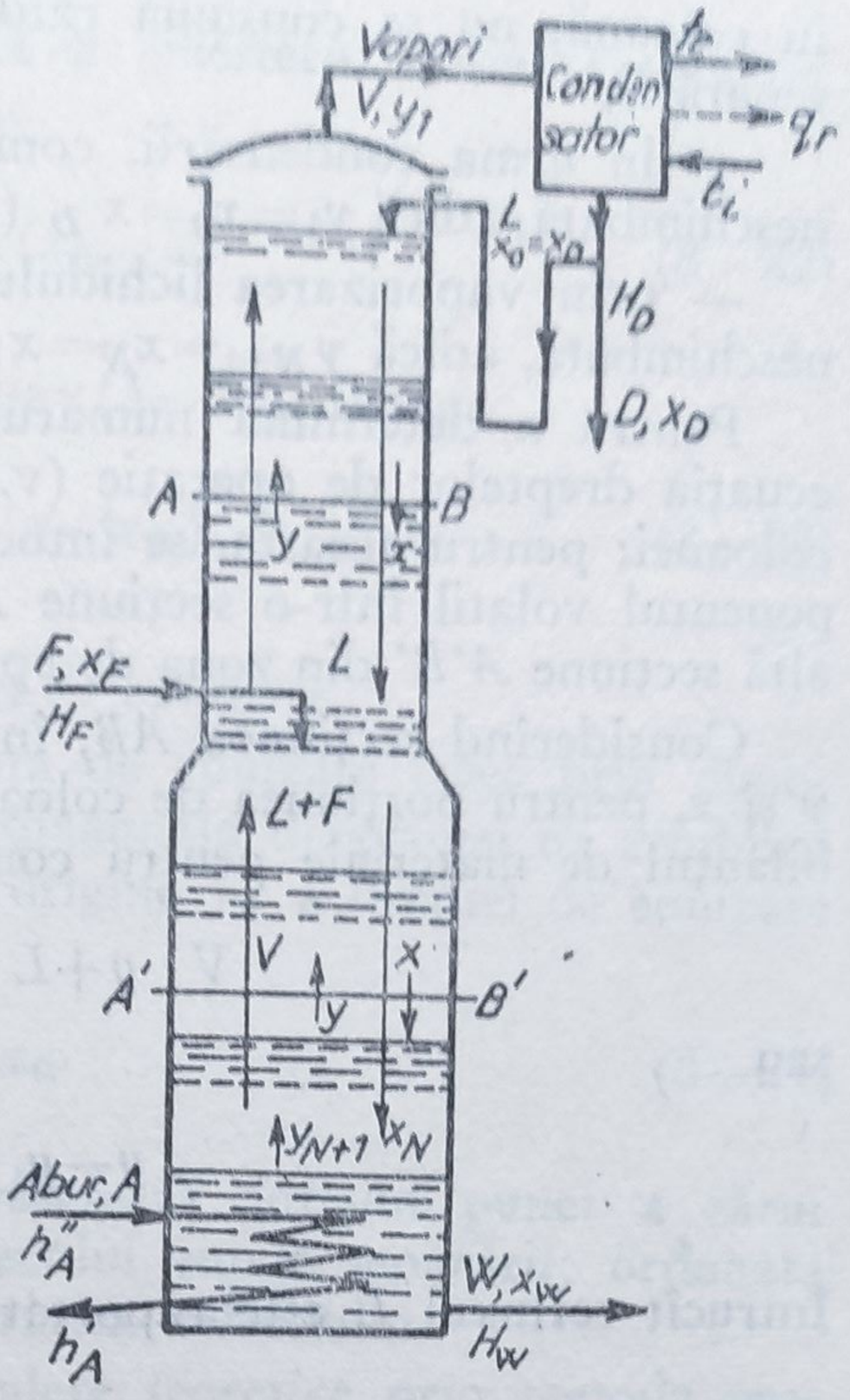


Fig. 3.11. Schemă la calculul operaţiei de rectificare continuă.

în care:

F este debitul de alimentare cu amestec iniţial, raportat la un mol de distilat ($D=1$);
$D=L$ — un mol distilat;
W — debitul reziduului, raportat la un mol de distilat ($D=1$);
x — concentraţia (fracţia molară) lichidului în component volatil (indicii F, D, W se referă la alimentare, distilat şi reziduu).

Pentru determinarea numărului de talere teoretice se utilizează metoda grafică Mc. Cabe-Thiele; pentru aplicarea acestei metode este necesar să fie realizate următoarele condiţii:

— căldurile de vaporizare ale ambilor componenţi să fie egale; deci fiecare mol de vapori condensat va produce vaporizarea unui mol din faza lichidă, aşa încît, în lungul coloanei, debitele V de vapori şi debitele L de lichid sînt constante; se are în vedere că, în zona de epuizare, la reflux se adaugă lichidul de alimentare L (v. fig. 3.11);

— amestecul iniţial supus separării se introduce în coloană la temperatura de fierbere corespunzătoare talerului de alimentare, astfel încît

în coloană, nu se consumă căldură pentru încălzirea amestecului supus separării;

— în urma condensării, compoziţia vaporilor şi a lichidului rămîne neschimbată, adică $y_1 = x_0 = x_D$ (v. fig. 3.11);

— prin vaporizarea lichidului din blază, compoziţia acestuia rămîne neschimbată, adică $y_{N+1} = x_N = x_W$ (v. fig. 3.11).

Pentru a determina numărul de talere este necesar să se găsească ecuaţia dreptelor de operaţie (v. cap. 1 şi 2) pentru cele două zone ale coloanei; pentru aceasta, se întocmeşte bilanţul de materiale pentru componentul volatil într-o secţiune AB situată în zona de concentrare şi în altă secţiune $A'B'$ din zona de epuizare (v. fig. 3.11).

Considerînd secţiunea AB, în care concentraţiile celor două faze sînt y şi x, pentru porţiunea de coloană situată deasupra secţiunii considerate, bilanţul de materiale pentru componentul volatil este:

$$V \cdot y + L \cdot x_0 = V \cdot y_1 + L \cdot x \qquad (3-17)$$

sau

$$y - y_1 = \frac{L}{V}(x - x_0) \qquad (3-18)$$

Întrucît refluxul L este raportat la 1 mol de distilat ($D=1$), rezultă

$$V = L + 1 \qquad (3-19)$$

Pentru zona de concentrare, între compoziţiile y_1, x_0 şi x_D există relaţia: $y_1 = x_0 = x_D$; în baza relaţiei (3—19), ecuaţia (3—18) se poate scrie sub forma:

$$y - x_D = \frac{L}{L+1}(x - x_D) \qquad (3-20)$$

Ecuaţia (3.20) reprezintă *ecuaţia dreptei de concentrare* (dreapta de operaţie pentru zona de concentrare a coloanei). Din această ecuaţie rezultă că dreapta de concentrare are panta $L/(L+1)$ şi trece prin punctul D, de coordonate x_D, x_D, situat pe diagonala diagramei de echilibru. Din condiţia $x=0$, se obţine ordonata la origine a dreptei de concentrare:

$$y_c = \frac{x_D}{L+1} \qquad (3-21)$$

Pentru zona de epuizare a coloanei, ecuaţia dreptei de operaţie se obţine în acelaşi mod: pentru porţiunea situată între secţiunea $A'A'$ şi ultimul taler N din zona de epuizare, se întocmeşte bilanţul de materiale.

Ţinînd seama că la refluxul L se adaugă şi amestecul iniţial F, ecuaţia de bilanţ, pentru componentul volatil, este:

$$y_{N+1} - y = \frac{L+F}{L+1}(x_N - x) \qquad (3-22)$$

Punînd, condiţia $y_{N+1} = x_N = x_W$, ecuaţia (3—22) devine:

$$y - x_W = \frac{L+F}{L+1}(x - x_W) \qquad (3-23)$$

Ecuaţia (3—23) reprezintă *ecuaţia dreptei de epuizare.*

Din această ecuaţie rezultă că dreapta de epuizare trece prin punctul W, de coordonate x_W, x_W situat pe diagonala diagramei de echilibru şi are panta (L+F)/(L+1); ordonata la origine y_e a dreptei de epuizare este:

$$y_e = \frac{1-F}{L+1} x_W \qquad (3-24)$$

Cele două drepte de operaţie se intersectează într-un punct a cărui abscisă este egală cu compoziţia amestecului supus separării; ordonata punctului de intersecţie depinde de mărimea refluxului.

Pentru determinarea numărului de talere teoretice prin metoda grafică Mc Cabe-Thiele, se procedează astfel (fig. 3.12):

— prin reprezentarea în diagrama de echilibru a datelor referitoare la echilibrul amestecului binar respectiv — stabilite experimental sau calculate cu ecuaţiile (3—7) şi (3—8)

— se trasează curba de echilibru;

— se fixează, pe axa absciselor, punctele x_W, x_F, x_D, cunoscute din condiţiile stabilite iniţial pentru funcţionare;

— pe diagonala diagramei se fixează punctele W şi D, prin absciselele x_W şi x_D;

— se trasează dreptele de concentrare şi de epuizare, ţinînd seama de particularităţile lor arătate anterior; aceste două drepte sînt concurente în punctul dat de verticala dusă din x_F;

— se trasează linia în trepte între curba de echilibru şi dreptele de

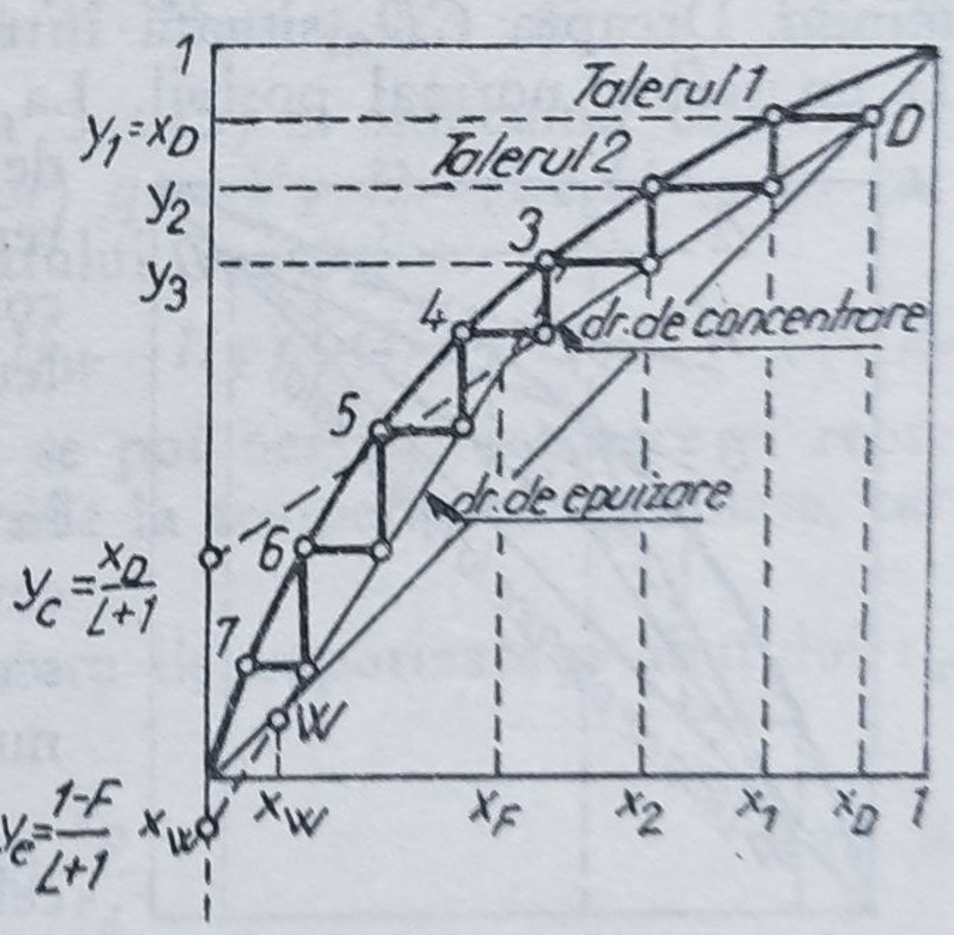


Fig. 3.12. Schemă la determinarea numărului de talere teoretice prin metoda grafică Mc. Cabe-Tihele.

operaţie; această linie în trepte reprezintă variaţia concentraţiilor în cele două faze, pe fiecare taler teoretic;

— numărul de talere teoretice se determină ca fiind egal cu numărul porţiunilor orizontale ale liniei în trepte. Talerele coloanei se numerotează de sus în jos.

b. Refluxul minim şi refluxul optim

Refluxul unei coloane de rectificare poate să varieze între două valori limită: reflux minim şi reflux total. Conform schemei din figura 3.12, înclinaţia dreptelor de concentrare şi epuizare, este funcţie de valoarea refluxului L; de asemenea, din figura 3.12 rezultă că numărul de talere teoretice depinde de înclinaţia dreptelor de operaţie, deci de reflux. În figura 3.13, dreapta AD corespunde refluxului zero ($L=0$ şi $y=x_D$); în aceste condiţii, în care nu există reflux, rectificarea nu poate avea loc (eventual procesul poate fi o distilare simplă). Dreapta $A'D$ corespunde unui reflux de valoare scăzută, linia de concentrare tăind curba de echilibru deasupra concentraţiei de alimentare; în asemenea condiţii, numărul de talere nu poate fi determinat. Dreapta BD taie curba de echilibru chiar în punctul F, corespunzător concentraţiei de echilibru x_F, pentru amestecul de alimentare; în aceste condiţii, numărul de talere teoretice necesare este egal cu infinit (deoarece în zona punctului F, linia în trepte dă un număr infinit de orizontale); refluxul este minim. Dreapta CD, situată între dreapta BD şi diagonală, corespunde la un reflux normal posibil. La reflux total, $L=L+1+V$, $L/L+1=1$, de unde ecuaţia (3—20) devine $y=x$, adică reprezintă diagonala diagramei. În aceste condiţii — rezultă un număr minim de talere teoretice necesare separării.

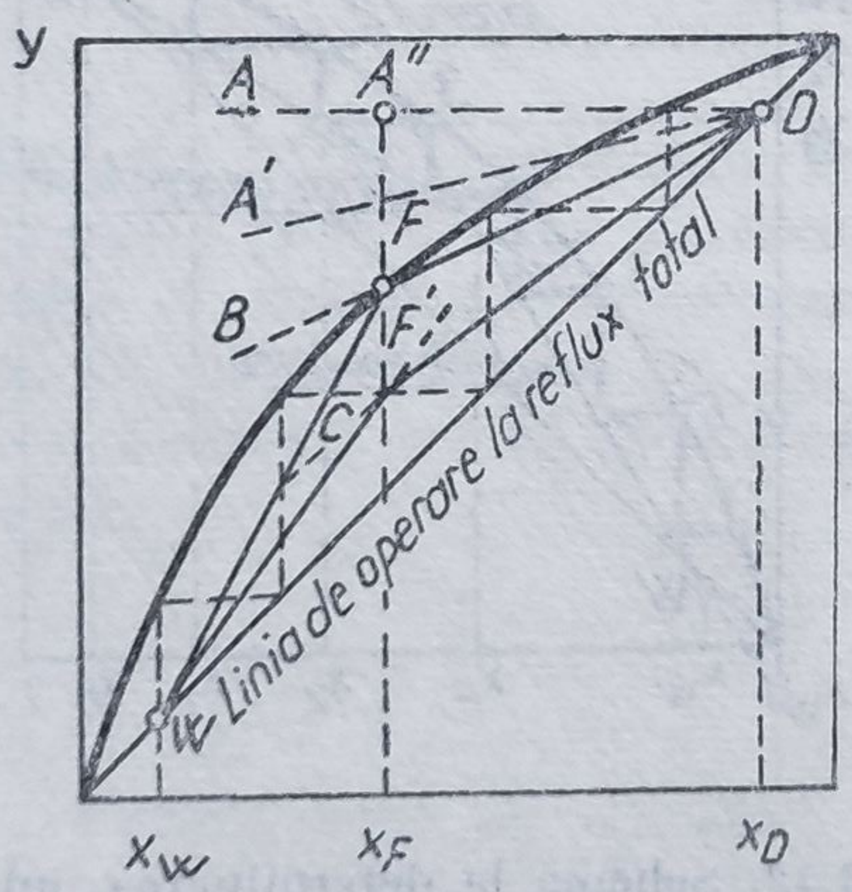


Fig. 3.13. Schemă la determinarea refluxului minim.

Refluxul total înseamnă reintroducerea în coloană a întregii cantităţi de lichid care rezultă din condensarea vaporilor scoşi la vîrful coloanei, adică producţie nulă a coloanei.

Refluxul minim şi refluxul total sînt cele două limite între care o coloană poate să funcţioneze. Pentru orice coloană, este necesar să se determine refluxul optim, încadrat între aceste două limite.

operaţie; această linie în trepte reprezintă variaţia concentraţiilor în cele două faze, pe fiecare taler teoretic;

— numărul de talere teoretice se determină ca fiind egal cu numărul porţiunilor orizontale ale liniei în trepte. Talerele coloanei se numerotează de sus în jos.

b. Refluxul minim şi refluxul optim

Refluxul unei coloane de rectificare poate să varieze între două valori limită: reflux minim şi reflux total. Conform schemei din figura 3.12, înclinaţia dreptelor de concentrare şi epuizare, este funcţie de valoarea refluxului L; de asemenea, din figura 3.12 rezultă că numărul de talere teoretice depinde de înclinaţia dreptelor de operaţie, deci de reflux. În figura 3.13, dreapta AD corespunde refluxului zero ($L=0$ şi $y=x_D$); în aceste condiţii, în care nu există reflux, rectificarea nu poate avea loc (eventual procesul poate fi o distilare simplă). Dreapta $A'D$ corespunde unui reflux de valoare scăzută, linia de concentrare tăind curba de echilibru deasupra concentraţiei de alimentare; în asemenea condiţii, numărul de talere nu poate fi determinat. Dreapta BD taie curba de echilibru chiar în punctul F, corespunzător concentraţiei de echilibru x_F, pentru amestecul de alimentare; în aceste condiţii, numărul de talere teoretice necesare este egal cu infinit (deoarece în zona punctului F, linia în trepte dă un număr infinit de orizontale); refluxul este minim. Dreapta CD, situată între dreapta BD şi diagonală, corespunde la un reflux normal posibil. La reflux total, $L=L+1+V$, $L/L+1=1$, de unde ecuaţia (3—20) devine $y=x$, adică reprezintă diagonala diagramei. În aceste condiţii — rezultă un număr minim de talere teoretice necesare separării.

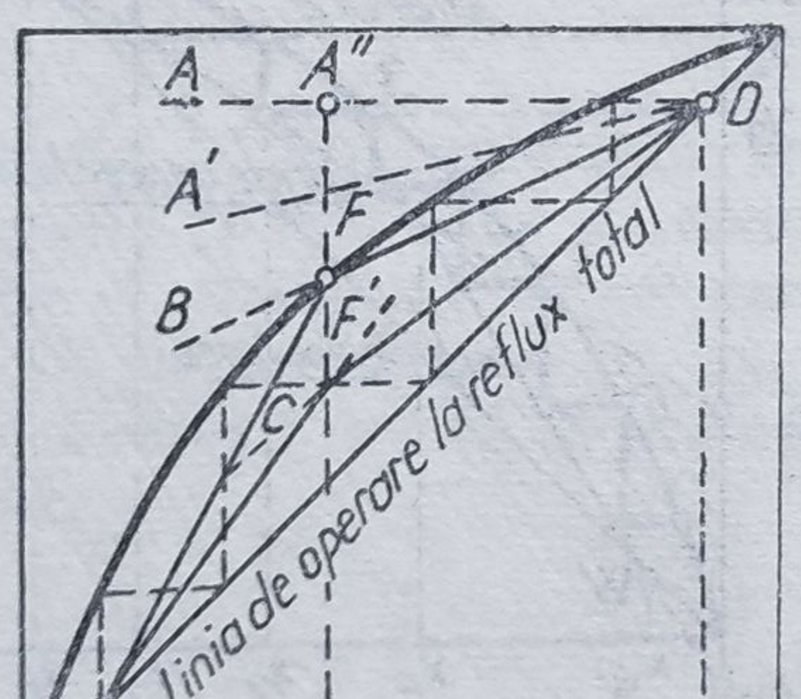


Fig. 3.13. Schemă la determinarea refluxului minim.

Refluxul total înseamnă reintroducerea în coloană a întregii cantităţi de lichid care rezultă din condensarea vaporilor scoşi la vîrful coloanei, adică producţie nulă a coloanei.

Refluxul minim şi refluxul total sînt cele două limite între care o coloană poate să funcţioneze. Pentru orice coloană, este necesar să se determine refluxul optim, încadrat între aceste două limite.

Valoarea refluxului minim se determină scriind ecuaţia tangentei la unghiul DFA'' din triunghiul $FA''D$:

$$\frac{L_m}{L_{m+1}} = \frac{x_D - y_F}{x_D - x_F} \qquad (3-25)$$

rezultînd refluxul minim:

$$L_m = \frac{x_D - y_F}{y_E - y_F} \qquad (3-26)$$

Refluxul de lucru (optim) se stabileşte după relaţia:

$$L = C \cdot L_m, \qquad (3-27)$$

în care C este indice de reflux, cu valoare supraunitară.

c. Bilanţul termic

Pentru o coloană de rectificare cu funcţionare continuă, bilanţul termic se întocmeşte stabilind egalitatea între căldurile intrate (aduse cu amestecul F supus separării şi cu aburul A de încălzire) şi căldurile ieşite cu distilatul ($D=1$), cu apa de răcire în condensator şi cu lichidul din blaz (entalpiile corespunzătoare acestorr lichide sînt notate pe figura 3.11 cu H, atunci cînd se referă la molii şi cu h, atunci cînd se referă la kg).

Dacă se neglijează căldura pierdută în exterior, ecuaţia bilanţului termic are forma:

$$A \cdot h''_A + F \cdot H_F = 1 \cdot H_D + W \cdot H_F + q_r + A \cdot h'_A \qquad (3-28)$$

Ţinînd seama că $F = 1 + W$ (v. ecuaţia 3—15) şi înlocuind căldura q_1 (luată de apa de răcire din condensator) $q_r = V_r \cdot D = (1+L) r_D$, în care r_D este căldura de condensare a distilatului, se obţine:

$$A\ (h''_A - h'_A) = (1+L)\ r_D + W\ (H_W - H_F) - (H_F - H_D) \qquad (3-29)$$

În ecuaţia (3—29), ultimii doi membri se pot neglija, deoarece ei reprezintă diferenţe între entalpiile unor lichide la temperaturi apropiate, care se pot considera egale, $H_F = H_D = H_W$.

Înlocuind diferenţa $h''_A - h'_A$ cu căldura de vaporizare a aburului r_A, ecuaţia de bilanţ rezultă sub forma:

$$A = (1+L) \frac{r_D}{r_A} \qquad (3-30)$$

Ecuaţia (3—30) serveşte la calculul cantităţii de abur primar necesar pentru obţinerea unui mol de distilat. Dacă se consideră că apa de

răcire se încălzeşte în condensator de la temperatura de intrare t_i la temperatura de ieşire t_e, debitul a al apei de răcire este dat de relaţia:

$$a=(1+L)\frac{r_D}{C_a(t_e-t_i)}=A\frac{r_A}{C_a(t_e-t_i)}, \qquad (3-31)$$

în care C_a este căldura specifică a apei, în J/kg.grd.

d. Calculul umpluturii

Aspectele de calcul al umpluturii în coloana de rectificare cu umplutură sînt similare cu cele prezentate la capitolul 2 (absorbţia). Pentru dimensionarea coloanei trebuie să se determine aria secţiunii coloanei şi înălţimea stratului de umplutură. Adoptînd, ca şi în cazul absorbţiei, valori optime (admisibile) pentru viteza vaporilor — astfel încît să nu se producă înnecarea coloanei (v. cap. 2), aria secţiunii coloanei se calculează din raportul între debitul de vapori şi viteza admisibilă a acestora.

Ca şi la rectificare, înălţimea I a umpluturii se calculează prin una din metodele bazate pe: numărul de talere teoretice, numărul unităţilor de transfer, aria umpluturii.

Numărul de talere teoretice N_t, se stabileşte aşa cum s-a arătat la par. 2 a.

Înălţimea stratului de umplutură va fi:

$$I=N_t\cdot(I.E.T.T.), \qquad (3-32)$$

în care *I.E.T.T.* înălţimea echivalentă a unui taler teoretic — se stabileşte experimental, în funcţie de tipul de umplutură şi de condiţiile în care se desfăşoară rectificarea.

Utilizîndu-se metoda unităţilor de transfer, înălţimea coloanei se stabileşte conform relaţiei:

$$I=(N.U.T)\cdot(I.U.T), \qquad (3-33)$$

în care numărul unităţilor de transfer *N.U.T.* se poate determina atît pentru faza vapori (*N.U.T.*), cît şi pentru faza lichidă $(N.U.T.)_1$, aplicînd ecuaţiile generale ale transferului de masă. Înălţimea unităţii de transfer *I.U.T.* se determină experimental.

Cunoscînd suprafaţa S a umpluturii (suprafaţa efectivă de contact între cele două faze), înălţimea I a stratului de umplutură se determină cu formula:

$$I=\frac{S}{A\cdot\sigma}, \quad [\mathrm{m}] \qquad (3-34)$$

în care A este aria secţiunii coloanei (m^2);

σ — suprafaţa specifică a umpluturii [m^2/m^3]

Pentru calculul suprafeţei S se utilizează relaţii deduse în baza ecuaţiilor generale pentru transferul de substanţă.

C. UTILAJE PENTRU RECTIFICARE

Coloanele pentru rectificare pot fi *cu talere, cu umplutură* sau coloane de construcţie specială. Construcţia generală a coloanelor cu talere şi cu umplutură a fost prezentată la absorbţie. Unele particularităţi funcţionale ale coloanelor pentru rectificare au fost arătate la paragraful 3.B. În figura 3.14 este redată schema unei instalaţii de rectificare continuă.

1. *Condiţii principale constructive şi funcţionale impuse coloanelor pentru rectificare*

Principala cerinţă impusă rectificării este obţinerea unei eficacităţi optime de separare. Toate condiţiile constructive şi funcţionale impuse coloanelor de rectificare sînt enunţate pornind de la necesitatea asigurării acestei eficacităţi (tab. 3.1.).

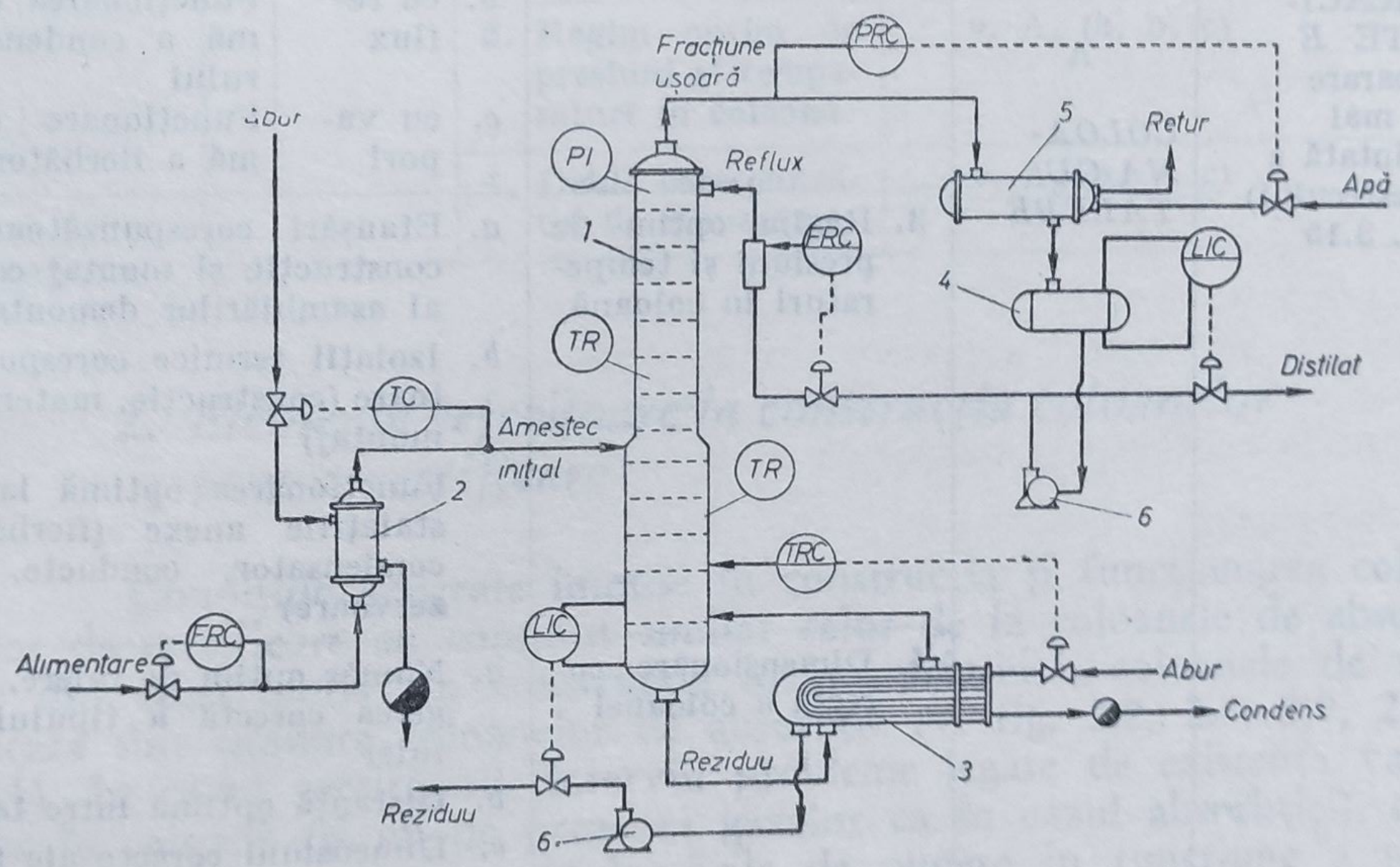


Fig. 3.14. Schema instalaţiei de rectificare continuă:

1 — coloană; *2* — preîncălzitor; *3* — fierbător; *4* — vas de reflux; *5* — condensator; *6* — pompă; *FRC* — regulator de debit cu înregistrare; *TRC* — regulator de temperatură cu înregistrare; *TC* — regulator de temperatură; *LIC* — regulator de nivel; *PRC* — regulator de presiune cu înregistrare; *TR* — înregistrator de presiune; *PI* — indicator de presiune.

Tabela 3.1

Eficacitatea în rectificare

Condiţia fundamentală funcţională	Tipul de utilaj	Elemente funcţionale care conduc la obţinerea condiţiei fundamentale	Elemente constructive care asigură obţinerea elementelor funcţionale
EFICACITATE *E* (separare cît mai înaintată a amestecului) Fig. 3.15	A *COLOANA CU TALERE*	1. Barbotare corespunzătoare a vaporilor în lichid	*a.* Înălţime optimă a lichidului pe taler (dimensiuni optice la sistemele deversoare) *b.* Viteză optimă a vaporilor *c.* Construcţia optimă a talerului: forma talerului, tipul constructiv; forma clopotelor, aranjamentul clopotelor; distanţa între clopote, distribuţia clopotelor; forma şi construcţia sistemelor deversoare
		2. Debit corespunzător de alimentare	*a.* cu amestec: Funcţionarea optimă a sistemelor de pompare *b.* cu reflux: Funcţionarea optimă a condensatorului *c.* cu vapori: Funcţionare optimă a fierbătorului
		3. Regim optim de presiuni şi temperaturi în coloană	*a.* Etanşări corespunzătoare, construcţie şi montaj corect al asamblărilor demontabile *b.* Izolaţii termice corespunzătoare (construcţie, materiale, montaj) *c.* Funcţionarea optimă la instalaţiile anexe (fierbător, condensator, conducte, rezervoare)
		4. Dimensionare corectă a coloanei	*a.* Număr optim de talere, alegerea corectă a tipului de taler *b.* Distanţă optimă între talere *c.* Dimensiuni corecte ale talerului *d.* Soluţii optime de etanşare a talerului faţă de corpul coloanei

continuare tabela 3.1.

Condiţia fundamentală funcţională	Tipul de utilaj	Elemente funcţionale care conduc la obţinerea condiţiei fundamentale	Elemente constructive care asigură obţinerea elementelor funcţionale
EFICACITATE *E* (separare cît mai înaintată a amestecului) Fig. 3.15	B *COLOANĂ CU UMPLUTURĂ*	**1.** Udare uniformă a umpluturii	*a.* Umplutură corespunzătoare (formă, calitate, dimensiuni, greutăţi specifice) *b.* Cantitate şi debit corespunzător de lichid (funcţionare optimă la instalaţiile de alimentare) *c.* Stropire eficientă (construcţie corespunzătoare, a dispozitivelor de stropire cu lichid) *d.* Rezistenţă suficientă a grătarelor (construcţie corespunzătoare, formă optimă a fantelor) *e.* Construcţie optimă a dispozitivelor de redistribuire a lichidului
		2. Viteza optimă a vaporilor	v. A_3 (A, b, c)
		2. Regim optim de presiuni şi temperaturi în coloană	v. A_3 (a, b, c)
		4. Debit corespunzător de alimentare	v. A_2 (a, b, c)

2. *Elemente referitoare la construcţia coloanelor pentru rectificare*

Condiţiile generale impuse în construcţia şi funcţionarea coloanelor de rectificare au conţinut similar celor de la coloanele de absorbţie; din acest motiv, în construcţia lor propriu-zisă, coloanele de rectificare sînt similare coloanelor de absorbţie (v. fig. 2.2, 2.8, 2.9, 2.10, 2.11). În cazul rectificării, intervin probleme legate de existenţa vaporilor în coloană (şi nu de prezenţa gazelor ca în cazul absorbţiei), ceea ce determină prezenţa — în lucrările de punere în funcţiune a unor elemente specifice (tab. 3.2).

Instalaţiile de rectificare se diferenţiază de cele de absorbţie prin echipamentele lor generale (utilaje anexe care deservesc coloana) şi

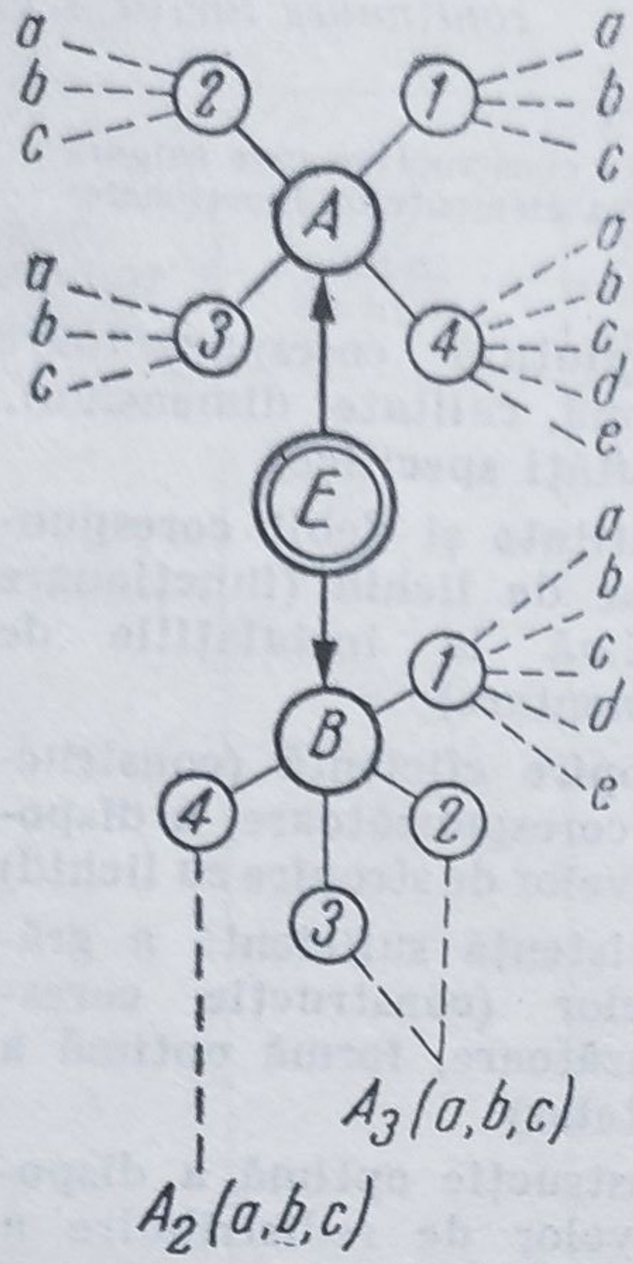


Fig. 3.15. Eficacitatea în rectificare.

aceasta rezultă din analiza comparativă a figurilor 2.6 și 3.14, reprezentînd schemele generale ale instalațiilor.

D. EXPLOATAREA ȘI ÎNTREȚINEREA COLOANELOR PENTRU RECTIFICARE

Principalele aspecte referitoare la exploatarea și întreținerea coloanelor pentru rectificare, rezultă din condițiile necesare pentru obținerea unei eficacități optime, prezentate succint în tabela 3.1.

Elementele generale cu privire la supravegherea funcționării coloanelor sînt indicate în tabela 3.2., iar în figura 3.16 sînt arătate cîteva din incidentele funcționale posibile în exploatarea coloanelor pentru rectificare și cauzele lor probabile.

E. APLICAȚII

Calcule tehnologice

1. Se dă un amestec pentan-hexan conținînd 30% pentan și 70% hexan molar, la temperatura de 60°C la această temperatură, presiunile de vapori ale celor doi componenți sînt: pentan, 1603 torr; hexan, 582 torr. Să se calculeze compoziția fazei de vapori care se găsește în echilibru la temperatura de 60°C.

Rezolvare

— Presiunile parțiale ale componenților din amestec se calculează cu formulele (3—2) și (3—3):

— presiunea parțială a pentanului este:

$$p_1 = 1\,603 \times 0{,}3 = 481 \text{ mm Hg}$$

— presiunea parțială a hexanului este:

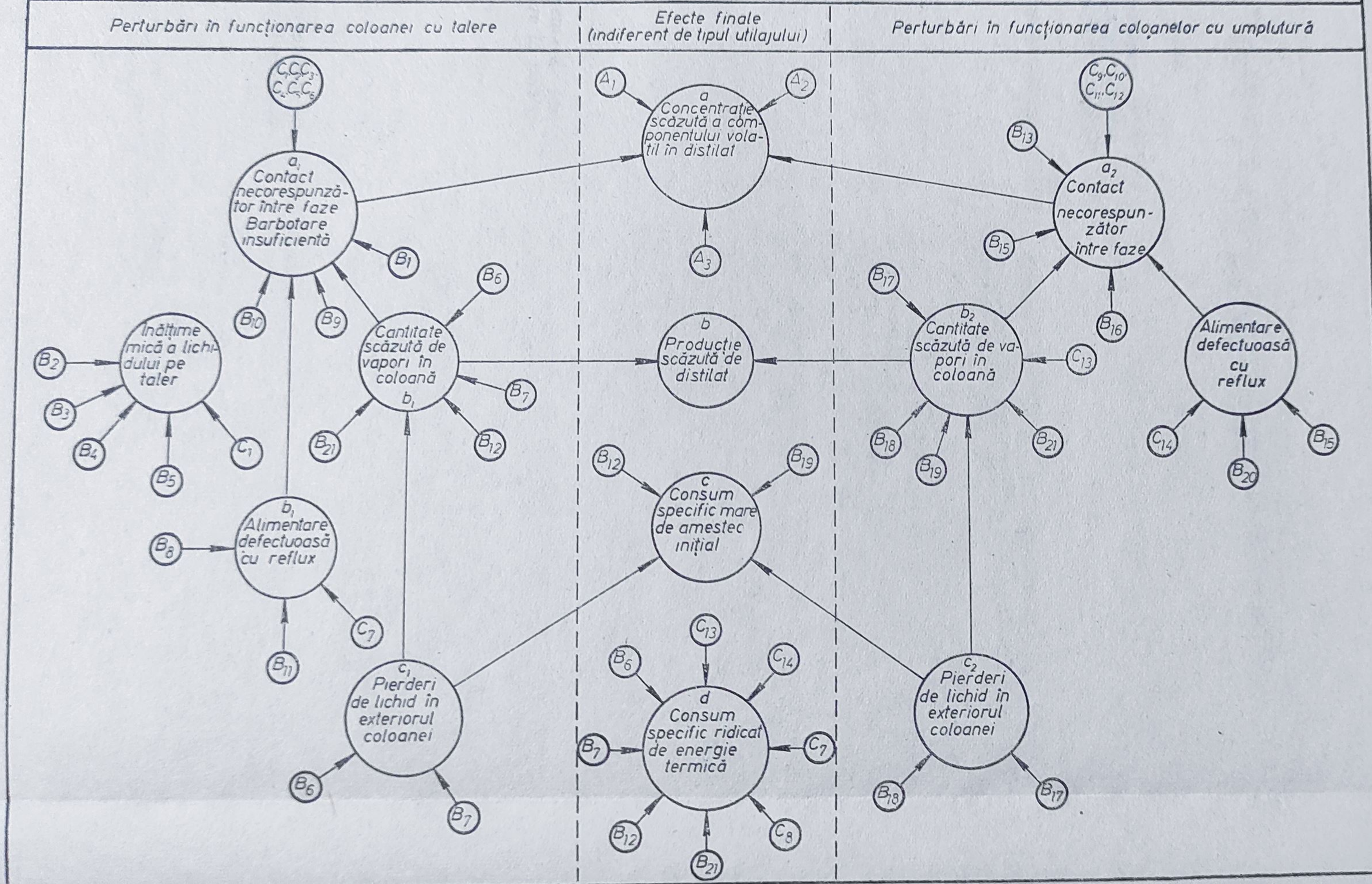
$$p_2 = 582 \times 0{,}7 = 408 \text{ mm Hg}$$

— presiunea totală a amestecului este:

$$p = p_1 + p_2 = 481 + 408 = 889 \text{ mm Hg}$$

I Perturbări funcționale

Înlănțuirea cauzelor care duc la desfășurarea defectuoasă a procesului de rectificare și la caracteristici necorespunzătoare ale distilantului



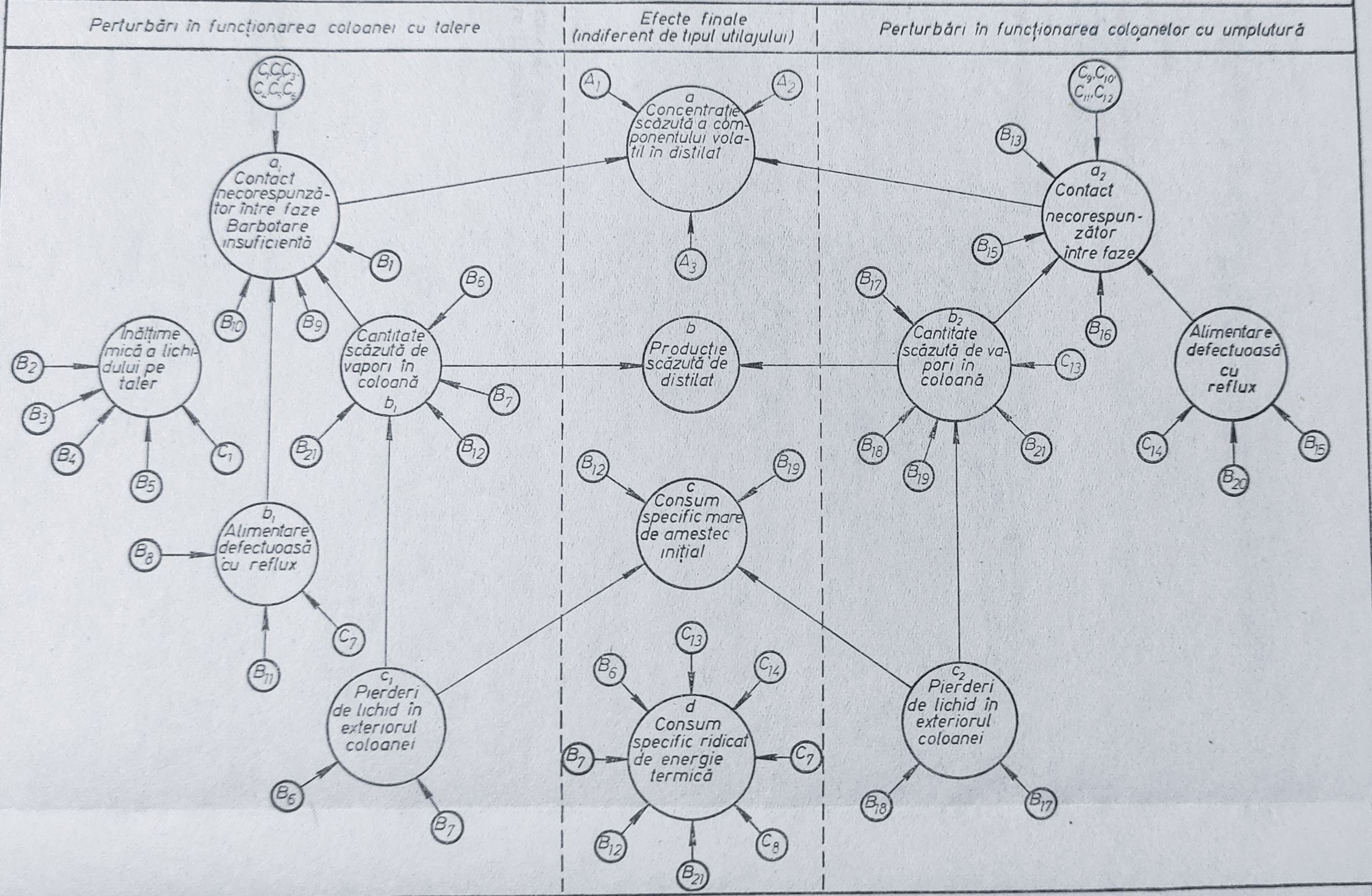
II Înlănțuirea cauzelor care conduc la uzuri anormale și avarii în funcționarea coloanelor

Coloane de rectificare cu talere

Coloane de rectificare cu umplutură

1 Perturbări funcționale

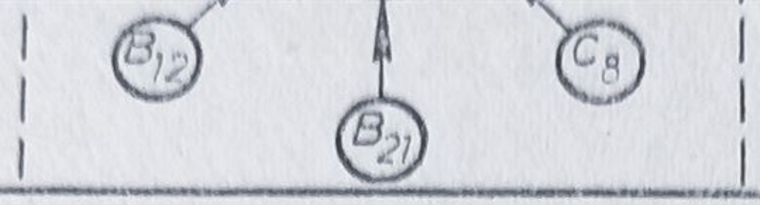
Înlănțuirea cauzelor care duc la desfășurarea defectuoasă a procesului de rectificare și la caracteristici necorespunzătoare ale distilantului



11 Înlănțuirea cauzelor care conduc la uzuri anormale și avarii în funcționarea coloanelor

Coloane de rectificare cu talere

Coloane de rectificare cu umplutură



11 Înlănțuirea cauzelor care conduc la uzuri anormale și avarii în funcționarea coloanelor

Coloane de rectificare cu talere — *Coloane de rectificare cu umplutură*

Cauzele inițiale, determinate în apariția deranjamentelor în funcționare, uzurile anormale și avariile în exploatarea coloanelor de rectificare

A Condiții necorespunzătoare de funcționare (alimentare, presiuni, temperaturi)	B Condiții ale unei întrețineri anormale		C Condiții ale unui montaj necorespunzător	
	Coloană cu talere	Coloană cu umplutură	Coloană cu talere	Coloană cu umplutură
A_1 Debit scăzut al amestecului supus rectificării	B_1 Uzura clopotelor	B_{13} Uzură avansată a umpluturii	C_1 Lipsă de orizontalitate a talerelor și de planeitate a clopotelor	C_9 Lipsă de orizontalitate a grătarelor
A_2 Debit scăzut de reflux	B_2 Uzura suprafeței talerului	B_{14} Uzuri avansate la grătare și sisteme de sprijinire	C_2 Strîngere incompletă la fixarea clopotelor	C_{10} Lipsă de orizontalitate a plăcilor de distribuție, stropitoarelor
A_3 Temperatură scăzută a amestecului și a refluxului	B_3 Uzura sistemelor de prindere a talerelor	B_{15} Uzuri la instalația de stropire cu reflux	C_3 Mandrinare incorectă a țevilor	C_{11} Încărcarea excesivă cu umplutură
A_4 Presiuni și temperaturi peste limite admise	B_4 Lipsă de etanșare între corpul coloanei și taler	B_{16} Uzuri la instalația de redistribuire a lichidului	C_4 Îmbinare incorectă a segmentelor de taler	C_{12} Încarcarea neegală a umpluturii
A_5 Agresivitate chimică excesivă a lichidelor	B_5 Uzura deversoarelor	B_{17} Uzuri la zonele de etanșare	C_5 Montaj greșit al deversoarelor	C_{13} Strîngeri insuficiente la etanșări
	B_6 Uzuri la etanșări (garnituri, șuruburi, piulițe)	B_{18} Uzuri la corp, racorduri, guri de vizitare	C_6 Montaj greșit al instalației de alimentare cu reflux	C_{14} Legături greșite la instalațiile anexă
	B_7 Uzuri avansate la corp, racorduri, guri de vizitare	B_{19} Defecțiuni în funcționarea fierbătorului	C_7 Legături incorecte la instalațiile anexe (fierbător, condensator)	
	B_8 Uzuri la dispozitivele de alimentare cu reflux	B_{20} Defecțiuni în funcționarea condensatorului	C_8 Strîngeri insuficiente la etanșări	
	B_9 Uzuri la sistemele de fixare a clopotelor	B_{21} Uzura izolației termice		
	B_{10} Uzuri la țevile clopotelor			
	B_{11} Defecțiuni în funcționarea condensatorului			
	B_{12} Defecțiuni în funcționarea fierbătorului			

Coloană cu talere

Coloană cu umplutură

B_7 Uzuri avansate la corp, racorduri, guri de vizitare	B_{19} Defecțiuni în funcționarea fierbătorului	C_7 Legături incorecte la instalațiile anexe (fierbător, condensator)
B_8 Uzuri la dispozitivele de alimentare cu reflux	B_{20} Defecțiuni în funcționarea condensatorului	C_8 Strângeri insuficiente la etanșări
B_9 Uzuri la sistemele de fixare a clopotelor	B_{21} Uzura izolației termice	
B_{10} Uzuri la țevile clopotelor		
B_{11} Defecțiuni în funcționarea condensatorului		
B_{12} Defecțiuni în funcționarea fierbătorului		

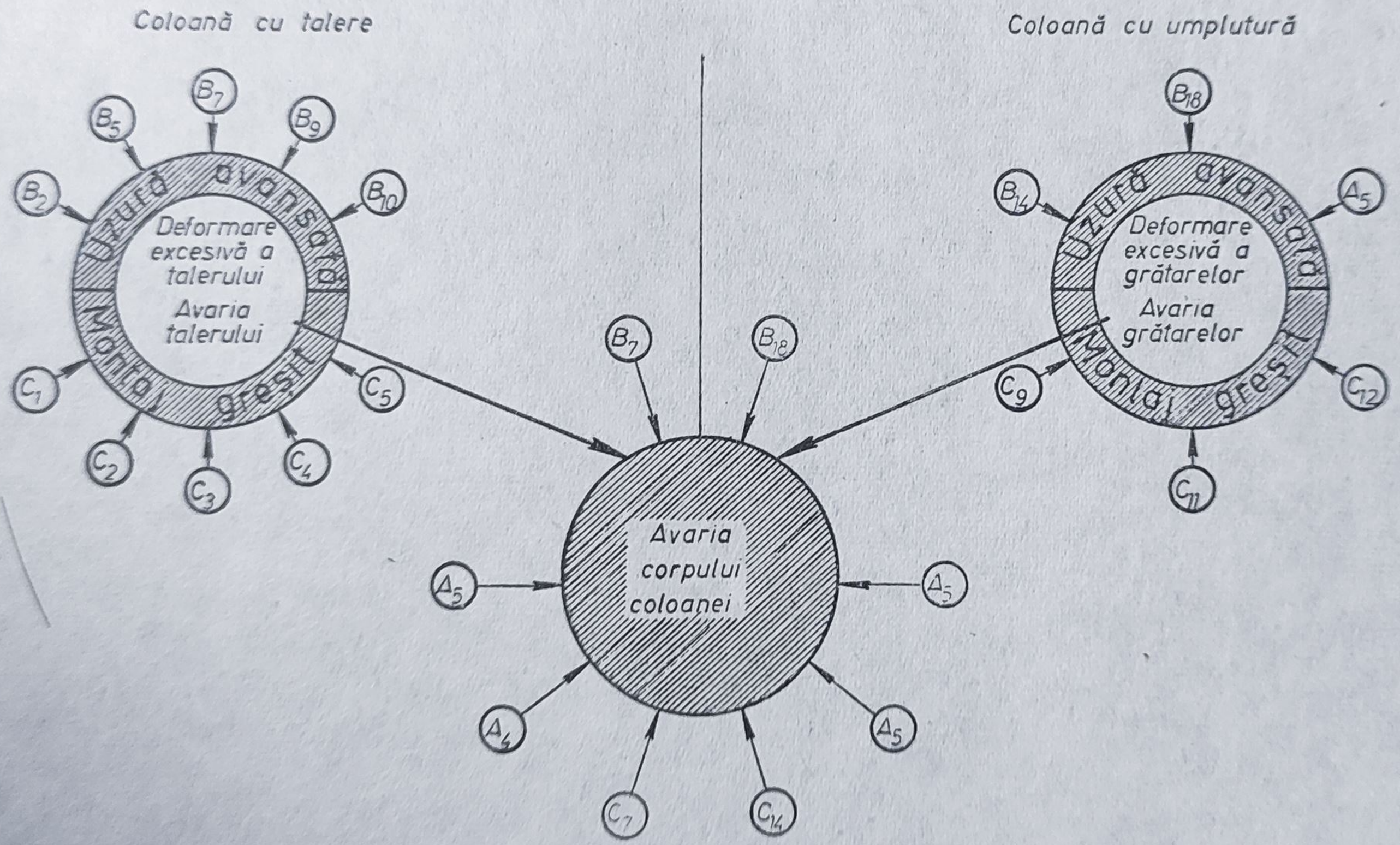


Fig. 3.16. **Incidente funcționale în exploatarea coloanelor de rectificare.**

Tabela 3.2

Elementele de punere în funcțiune și supravegherea funcționării la coloanele de rectificare

Etape	Conținutul lucrărilor
A. Întocmirea documentației necesare punerii în funcțiune	Autorizarea funcționării
B. *Pornirea instalației*	*a.* Se deschid robinetele de pe racordurile coloanei și se alcătuiesc liniile pentru recirculări ale refluxului și alimentarea cu materie primă *b.* Se introduce materia primă (amestecul inițial) în coloană, se urmărește realizarea presiunii de lucru în coloană, apoi nivelul la baza coloanei (după realizarea nivelului se deschide robinetul de la baza coloanei). Se urmărește realizarea temperaturii de lucru la diversele nivele ale coloanei prin variația debitului și a temperaturii refluxului *c.* După realizarea nivelului, a presiunii, a temperaturilor de-a lungul coloanei și a alimentării – la parametri corespunzători a refluxului, se verifică prin probe de laborator valorile parametrilor de lucru. Pînă la obținerea valorilor nominale ale acestora, toate materialele introduse în coloană se recirculă sub formă de reflux sau ca materie primă *d.* Atingerea valorilor nominale ale parametrilor de lucru, semnalează intrarea instalației în funcționare de regim
C. *Elemente de supraveghere la pornire*	*a.* Pînă la instalarea în funcționare de regim se urmăresc: evoluția parametrilor de lucru, (presiuni, temperaturi*, nivel la baza coloanei, reflux v. pct. B) *b.* Eventuale pierderi de fluide la îmbinările etanșate *c.* Comportarea supapelor de siguranță: eventuale defecțiuni (descărcare continuă la conducta de golire sau deschidere permanentă) obligă la izolarea coloanei de restul instalației, scăderea presiunii în coloană și demontarea supapei pentru verificări și reglare
D. *Supravegherea funcționării instalației*	*a.* Se urmăresc continuu: presiunea, temperatura pe diverse nivele ale coloanei, nivelul de lichid la baza coloanei, temperaturile și debitele de reflux. Acești parametri trebuie să se mențină la valori cît mai constante, în limitele admise, la același debit de alimentare cu materia primă. Parametrii de lucru se citesc la tabloul de comandă al instalației

Tabela 3.2 continuare

Etape	Conținutul lucrărilor
	b. Periodic, se elimină — prin robinetele de scurgere — condensul de la baza coloanei și din sticlele de nivel (în special la coloanle în care se introduce abur)
	c. Nu este admisă creșterea presiunii în coloană: la peste 10% din presiunea de lucru, supapele de siguranță se deschid și materialul este trimis la conductele de golire rapidă
	d. Dacă, în timpul funcționării, este necesară strîngerea garniturilor de etanșare, aceasta se poate face la temperatura de lucru, dar după ce sistemul a fost degajat de presiune, fără golirea lui
	e. Apariția oricăror avarii la corpul coloanei (fisuri) distrugeri la îmbinările demontabile, incendii etc., obligă la izolarea coloanei de restul instalației (prin închiderea ventilelor) și la degajarea coloanei de presiune. În cazuri de pericole mari, se face golirea coloanei la separatoare, introducîndu-se abur

* Creșterea temperaturii se face progresiv cu 50—60°C/oră.

— Compoziția de echilibru a vaporilor, se determină în baza relațiilor (3—4) și (3—5) astfel:

— pentru pentan: $y_1 = \frac{p_1}{p} = \frac{481}{889} = 0{,}540$

— pentru hexan: $y_2 = \frac{p_2}{p} = \frac{408}{889} = 0{,}460$

Deci, la echilibru, amestecul de vapori conține 54,0% pentan și 46,0% hexan.

2. Pentru un amestec pentan-hexan, care fierbe la 50°C sub o presiune totală $p=760$ mm Hg, să se calculeze compoziția. Presiunile de vapori la 50°C pentru cei doi componenți sînt:

— pentru pentan: $P_1=1\,162$ mm Hg;
— pentru hexan: $P_2=398$ mm Hg;

Rezolvare

Se utilizează relația (3—6), în care, înlocuind valorile pentru pentan, se obține:

$$760 = 1\,162 \cdot x_1 + 398\ (1 - x_1)$$

Din această ecuație se obține: $x_1=0{,}474$.
Rezultă pentru hexan: $x_2=1-x_1=1-0{,}474=0{,}526$.

3. Pentru un amestec pentan-hexan, să se construiască diagrama de fierbere, la presiunea totală $p=760$ torr. În tabela de mai jos se dau valorile presiunilor de vapori pentru cei doi componenți.

Temperatura °C	Presiunea de vapori torr		Compoziția fazelor în echilibru		Volatilitatea relativă $\alpha=\frac{P_1}{P_2}$
	Pentan P_1	Hexan P_2	în lichid $x_1=\frac{p-P_2}{P_1-P_2}$	în vapori $y_1=\frac{p_1}{p}x_1$	
0	1	2	3	4	5
36,3	765	236	1,00	1,00	3,24
43	961	326	0,692	0,869	2,95
49	1 162	398	0,481	0,731	2,92
54	1 352	472	0,333	0,588	2,87
57	1 463	532	0,250	0,479	2,75
60	1 603	582	0,179	0,375	2,74
63	1 751	639	0,113	0,259	2,74
66	1 906	702	0,0525	0,132	2,71

Rezolvare

Pe baza presiunilor de vapori se calculează compozițiile de echilibru ale componentului ușor, aplicîndu-se ecuațiile (3—4) și (3—7). Rezultă valorile indicate în tabelă, în baza căreia se trasează diagrama de fierbere indicată în figura 3.17.

4. Se supune rectificării continue, la presiunea atmosferică, un amestec pentan-hexan, $F=100$ kmol/h, cu compoziția 40% pentan și 60% hexan. Distilatul va conține 97% pentan, iar reziduul din blaz, 97% hexan. Eficacitatea coloanei este $E=0{,}55$. Să se determine: a) debitul de distilat și de reziduu; b) numărul de talere teoretice și reale; c) debitul apei de răcire la condensator; d) suprafața de schimb de căldură a condensatorului; e) debitul aburului de încălzire, considerat la o presiune de 2,5 at.

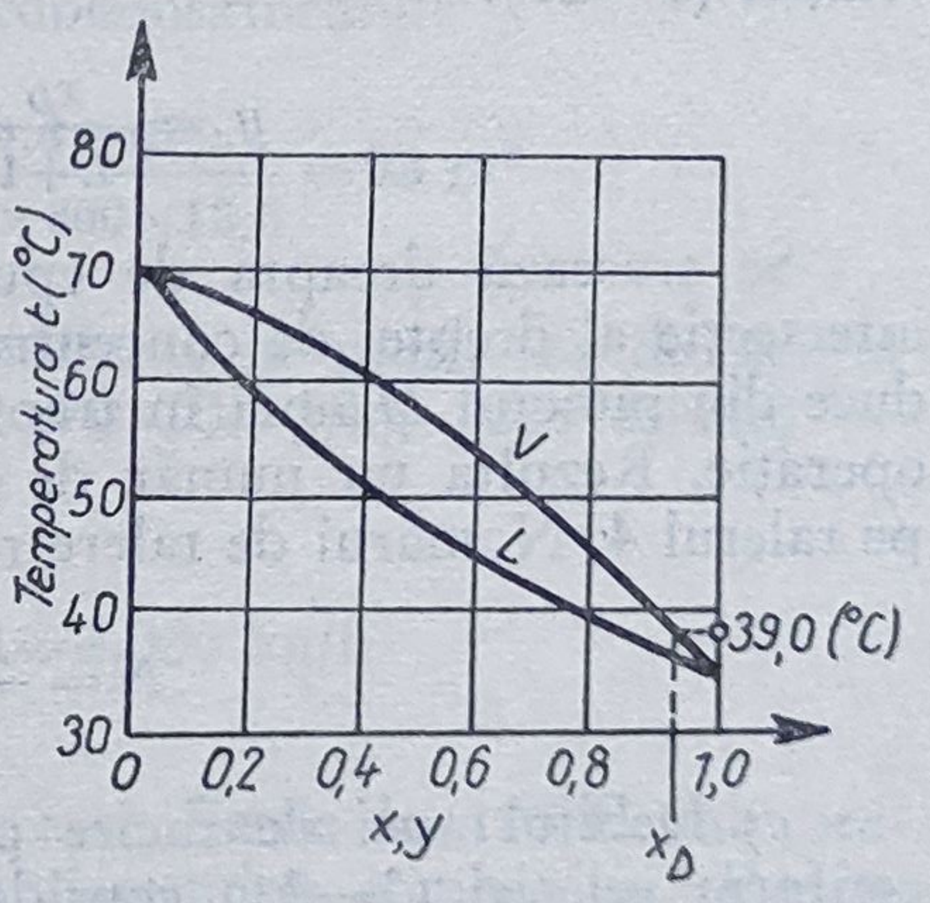


Fig. 3.17. Diagrama de fierbere *n*-pentan-*n*-hexan (la exercițiul *3*).

Rezolvare

a) Pentru determinarea debitelor de distilat și de reziduu se întocmește bilanțul total de materiale (rel. 3—15) și bilanțul parțial pentru componentul volatil (rel. 3—16). Pentru $F=$

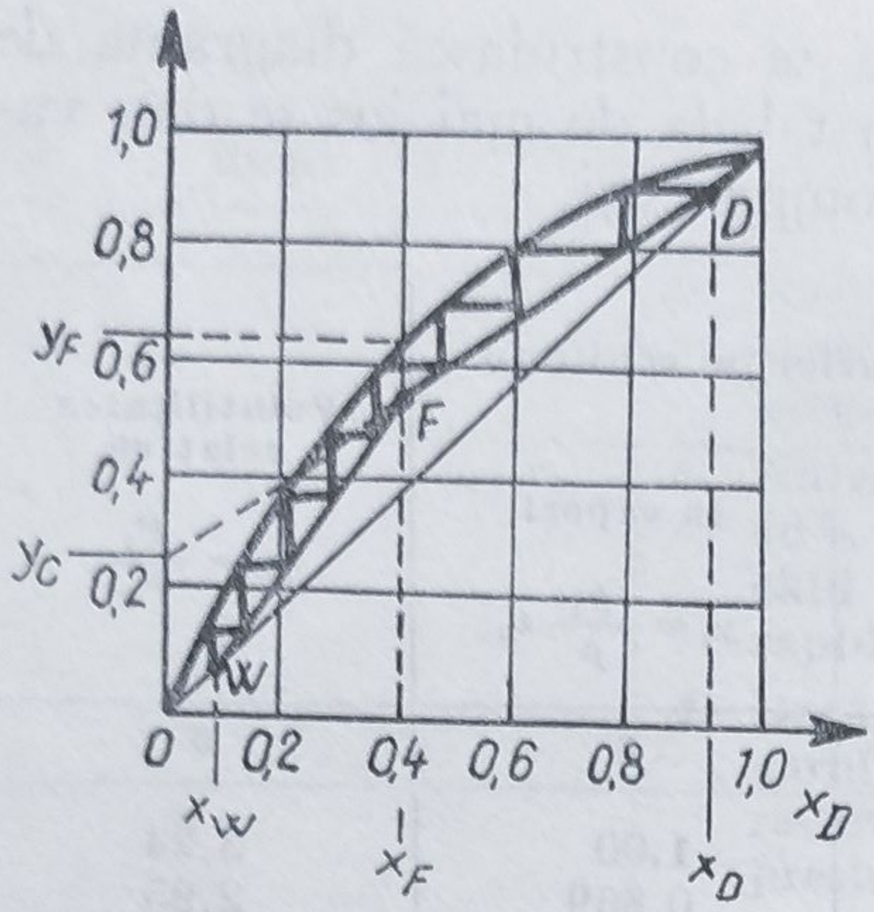


Fig. 3.18. Diagrama de echilibru pentru rectificare (la exerciţiul 4).

100 kmol/h; $x_F=0{,}4$; $x_N=0{,}03$; $x_D=0{,}97$, ecuaţiile de bilanţ sînt:

$$100=W+D$$

$$100\cdot 0{,}4=W\cdot 0{,}03+D\cdot 0{,}97$$

Din această ecuaţie rezultă:
$D=39{,}4$ kmol/h; $W=60{,}6$ kmol/h.

b) Pentru a se determina numărul de talere teoretice trebuie să se traseze diagrama de echilibru. Utilizînd datele din tabela de mai sus, se trasează curba de echilibru din figura 3.18. Pe axa absciselor se fixează punctele x_W, x_F şi x_D,, iar pe diagonala diagramei, punctele W şi D corespunzătoare absciselor x_W şi x_D, Pentru calculul ordonatei la origină a dreptei de concentrare se determină refluxul minim, conform relaţiei (3—26):

$$L_m=\frac{x_D-y_F}{y_F-x_F}=\frac{0{,}97-0{,}62}{0{,}62-0{,}4}=1{,}59$$

(pe diagramă, $Y_F=0{,}62$ este corespunzător concentraţiei $X_F=0{,}4$).

Se consideră un reflux de lucru

$$L=2{,}2\ L_m=2{,}2\times 1{,}59=3{,}5.$$

Ordonata la origină a dreptei de concentrare se calculează conform relaţiei (3—21):

$$y_c=\frac{x_D}{L+1}=\frac{0{,}97}{3{,}5+1}=0{,}215$$

Se trasează dreapta de epuizare, unind punctul W cu punctul de intersecţie al dreptei de concentrare cu verticala dusă din abscisa X_F. Se duce din punctul D linia în trepte, între curba de echilibru şi dreptele de operaţie. Rezultă un număr de opt talere teoretice; alimentarea se face pe talerul 4. Numărul de talere reale este:

$$N=\frac{N_t}{E}=\frac{8}{0{,}55}=15$$

c) Debitul apei de răcire pentru un kmol de distilat se calculează conform relaţiei (3—31) considerînd că: temperatura de intrare a apei $t_i=15°C$; temperatura de ieşire a apei $t_e=30°C$; căldura de vaporizare a distilatului $r_D=25\,000\cdot 10^3$ J/kmol; căldura specifică a apei $C_a=$

4 186 J/kg·grd. Cu aceste date, debitul apei de răcire necesare pentru o cantitate de distilat $D=39{,}4$ kmol/h, este:

$$a=(1+3{,}5)\frac{25\,000\cdot 10^3}{4\,186\,(30-15)}\cdot 39{,}4=70\,900 \text{ kg/h}=70{,}9 \text{ m}^3/\text{h}$$

d) Suprafaţa de schimb de căldură a condensatorului se calculează cu ajutorul ecuaţiei generale de schimb de căldură:

$$A=\frac{Q}{K\cdot\Delta t_m},$$

în care Q este cantitatea de căldură cedată prin condensarea vaporilor de distilat:

$$Q=(1+L)D\cdot r_D=(1+3{,}5)\cdot 39{,}4\cdot 25\,000\cdot 10^3=4{,}41\cdot 10^9 \text{ J/h}$$

Din diagrama de fierbere (fig. 3.17) se citeşte temperatura de condensare $t_D=39°C$; cu ajutorul acesteia se determină diferenţa medie de temperatura din condensator:

$$\begin{array}{ll} 39\longrightarrow 39 & \\ 15\longrightarrow 30 & \\ \hline \Delta t'=24°C & \Delta t''=9°C \end{array}$$

rezultă $\Delta t_m=\frac{24+9}{2}=16{,}5°C$

Din tabele se alege un coeficient total de transfer termic $K=800$ J/m²·s·grd. Rezultă aria de schimb de căldură a condensatorului:

$$A=\frac{Q}{3\,600\cdot K\cdot\Delta t_m}=\frac{4{,}4\times 10}{3\,600\times 800\times 16{,}5}=93 \text{ m}^2$$

e) Debitul aburului de încălzire considerat la presiunea de 2,5 at şi avînd o căldură de condensare $r=2\,170\cdot 10^3$ J/kg (din tabele) — pentru întreaga cantitate de distilat, va fi:

$$Q_{abur}=\frac{Q}{r}=\frac{4{,}41\cdot 10^9}{2170\times 10^3}=2\,030 \text{ kg/h}$$

5. Pentru un amestec benzen-toluen care fierbe la 105°C sub presiunmea totală p=1 000 mm Hg, să se determine compoziţia. Presiunile de vapori sînt $P_1=1\,540$ mm Hg pentru benzen şi $P_2=646$ mm Hg pentru toluen.

Rezolvare

Se utilizează relaţia (3—6):

$$p = P_1 \cdot x_1 + P_2 (1 - x_1)$$

pentru benzen: $1\,000 = 1\,540\ x_1 + 646\ (1 - x_1)$

rezultă: $x_1 = 0{,}357$ şi $x_2 = 1 - x_1 = 1 - 0{,}357 = 0{,}643$

Deci, la 150°C, sub o presiune totală de 1 000 mm Hg (adică 1,3 at), amestecul benzen-toluen care fierbe va avea compoziţia 35,7% benzen şi 64,3% toluen.

Verificarea cunoştinţelor

1. **Să se arate ce consecinţă are uzura etanşărilor la talere asupra eficienţei procesului. Cum se poate sesiza un asemenea fenomen?**
2. **Care sînt cauzele, provenite de la conducerea neraţională a procesului, care determină scăderea concentraţiei distilatului în componentul uşor volatil? Ce măsuri imediate se impun?**
3. **Să se arate cauzele legate de greşelile de montaj într-o coloană cu umplutură, în care se constată variaţii de debit de lichid la baza coloanei. Cum influenţează acest fenomen asupra calităţii distilatului?**
4. **Care sînt perturbările funcţionale ce pot apare datorită uzurilor avansate la dispozitivele de stropire într-o coloană cu umplutură? Cum influenţează acest fenomen asupra calităţii distilatului?**
5. **Care sînt urmările posibile ale unui montaj greşit al clopotelor pe taler? Pot apărea defecţiuni ale coloanei? Care este schema relaţiei tip „cauză-efect" în acest caz?**

Capitolul 4

EXTRACŢIA

· *Extracţia este procesul de separare totală sau parţială a unui amestec de substanţe, care au solubilităţi diferite, în acelaşi dizolvant sau în dizolvanţi diferiţi.*

Extracţia intră ca operaţie unitară în numeroase procese industriale: obţinerea hidrocarburilor aromatice şi a uleiurilor din fracţii petroliere, obţinerea uleiurilor animale şi vegetale, fabricarea medicamentelor (penicilinelor, vitamine, extracte etc.).

Cînd amestecul supus extracţiei este solid, operaţia se numeşte *extracţie solid-lichid;* cînd amestecul supus separării este o soluţie de două sau mai multe lichide, operaţia se numeşte *extracţie lichid-lichid* sau *rafinare cu solvent selectiv.* Extracţia lichid-lichid se aplică acolo unde separarea prin rectificare a amestecurilor lichide nu este posibilă (cazul amestecurilor azeotropice) sau implică dificultăţi tehnico-economice.

A. MECANISMUL ŞI DESFĂŞURAREA PROCESULUI

Procesul de extracţie se bazează pe proprietatea pe care o au substanţele cu concentraţii diferite de a difuza una în alta cînd sînt puse în contact.

În vederea separării prin extracţie a unui component dintr-un amestec lichid omogen (conţinînd doi sau mai mulţi componenţi), se pune acest amestec în contact intens cu un dizolvant selectiv, insolubil sau greu solubil în amestecul iniţial, realizîndu-se astfel un sistem format din două faze lichide, nemiscibile. Tendinţa sistemului spre starea de echilibru are ca rezultat difuziunea componentului solubil, din amestecul iniţial către interfaţa dintre faze şi apoi traversarea interfeţei şi dizolvarea lui în solvent. Repartizarea componentului solubil între amestecul iniţial şi solvent se face potrivit diferenţei de concentraţie a

acestuia în cele două faze; ca la orice proces de difuziune, forţa motrice a extracţiei este dată de gradientul de concentraţie a componentului solubil în cele două faze (amestec iniţial şi solvent).

Produsele extracţiei poartă numele de *„extract“* (component solubil dizolvat în solvent) şi *„rafinat“* (restul de amestec iniţial, rămas după extracţie); întotdeauna, aceste două faze nou formate sînt separabile pe cale mecanică.

Difuziunea componentului solubil din amestecul iniţial în dizolvant se produce pînă la atingerea echilibrului de fază, între cele două faze lichide nou formate (extract şi rafinat). La atingerea echilibrului, concentraţiile componentului solubil în extract şi rafinat rămîn constante. În funcţie de condiţiile în care se desfăşoară extracţia, extractul conţine şi cantităţi mici de component insolubil din amestec, iar rafinatul conţine şi cantităţi mici de componente solubile şi de solvent.

Desfăşurarea extracţiei are loc în trei etape distincte:

— punerea în contact cît mai intens a amestecului iniţial cu solventul (prin amestecare energică);

— separarea fazelor nou formate (rafinatul şi extractul), prin sedimentare sau decantare;

— recuperarea solventului din rafinat şi din extract.

Separarea solventului din cele două faze nou formate (rafinat şi extract) este necesară nu numai pentru recuperarea acestuia, în vederea economisirii de solvent, ci şi pentru obţinerea produselor „libere“ de solvent. Recuperarea se realizează, în general, printr-o rectificare obişnuită sau printr-o distilare azeotropică.

În figura 4.1 se arată o schemă pentru mecanismul extracţiei. În procesul de extracţie, un contact simplu dintre amestecul iniţial şi dizolvant, realizat într-un vas cu amestecător şi într-un decantor (fig. 4.2), constituie o unitate de extracţie (similară din punct de vedere funcţional, cu talerul coloanei de absorbţie şi rectificare). Ca şi în cazul absorbţiei şi rectificării, o unitate în care se realizează o separare prin extracţie corespunzătoare concentraţiilor de echilibru între cele două faze, se numeşte *unitate teoretică de extracţie.*

La scară industrială, extracţia poate fi realizată prin trei procedee generale:

— extracţia simplă cu contact unic;

— extracţia simplă cu contact multiplu;

— extracţia cu contact multiplu, în contracurent.

Extracţia simplă cu contact unic (v. fig. 4.2) constă în punerea în contact a amestecului iniţial R_0 cu dizolvantul S, într-un vas cu agitator, urmată de separarea fazelor (extract E_1 şi rafinat R_1) într-un decantor. Procedeul are randament scăzut şi necesită cantităţi mari de solvent.

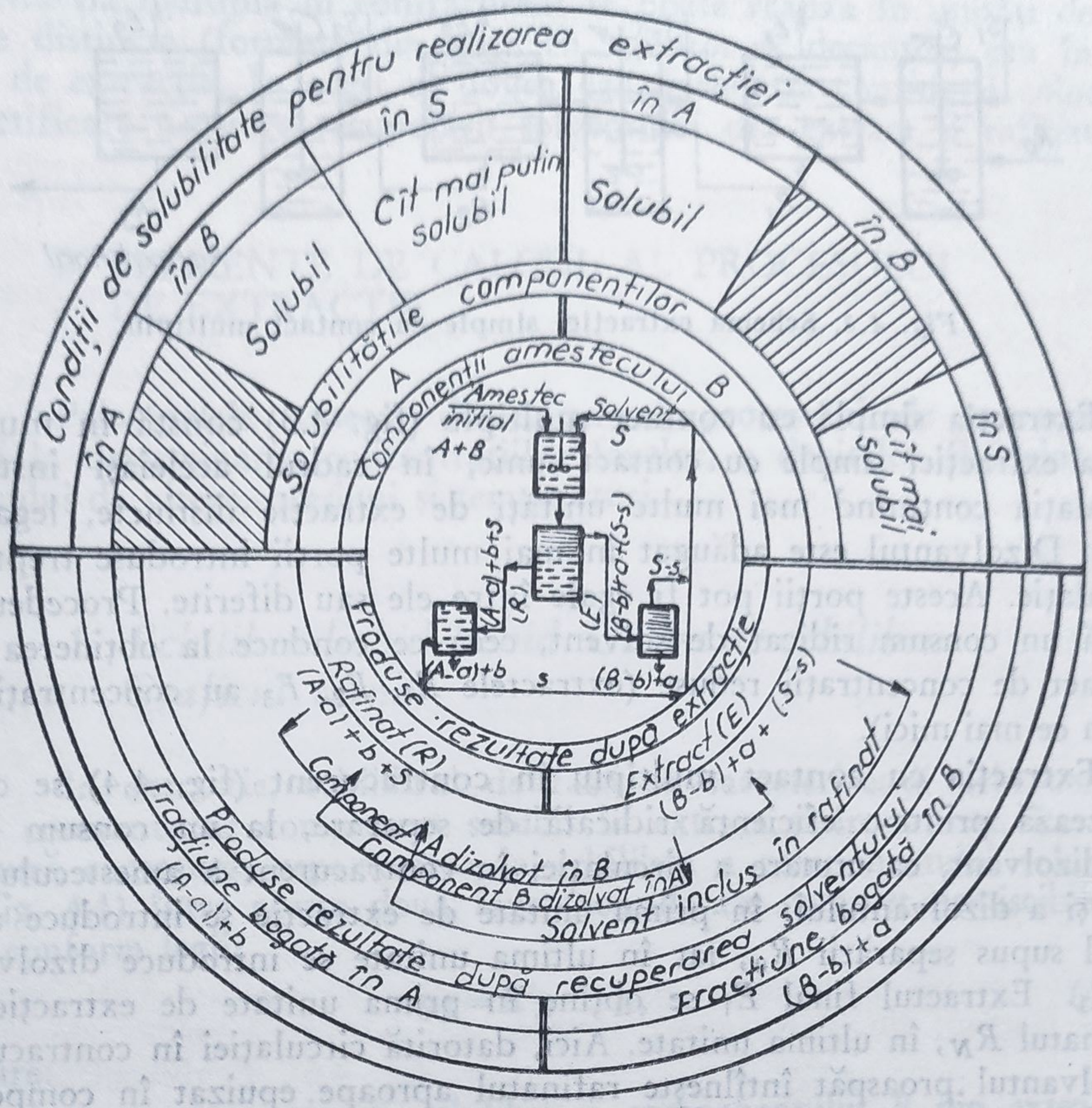


Fig. 4.1. **Schema la explicarea mecanismului extracției.**

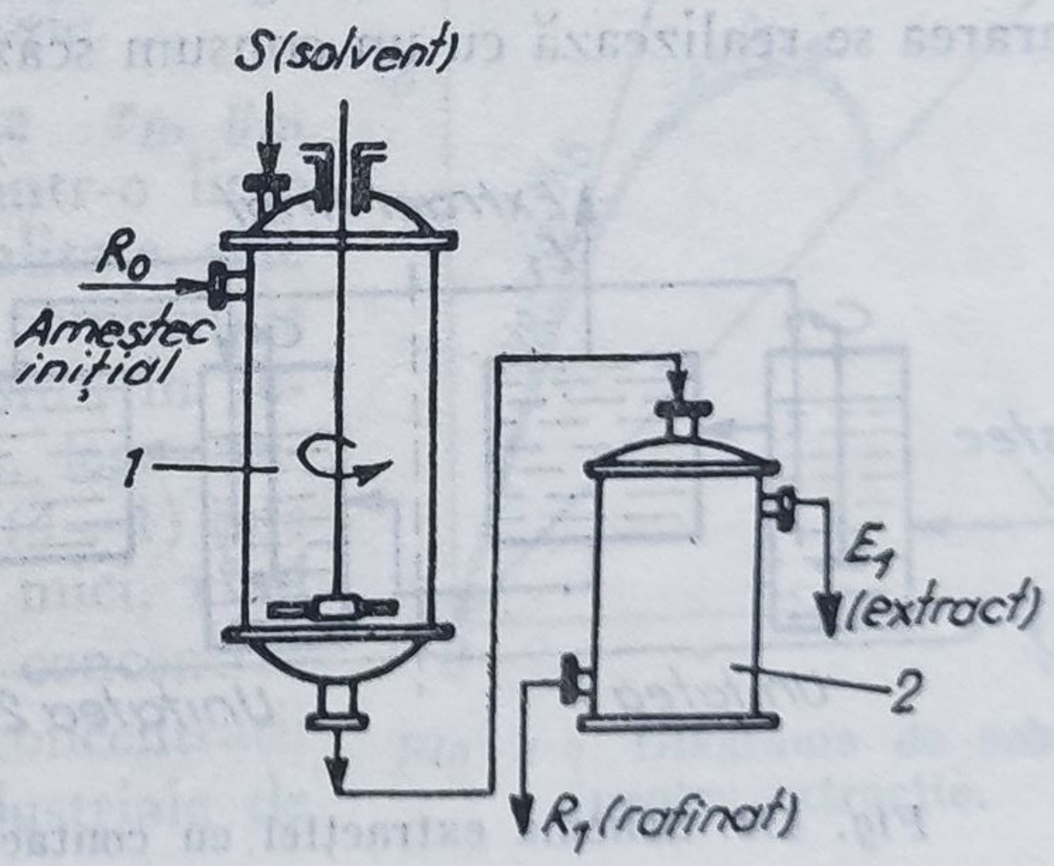


Fig. 4.2. Unitate de extracție-schemă:

1 — vas cu agitator; *2* — dozator.

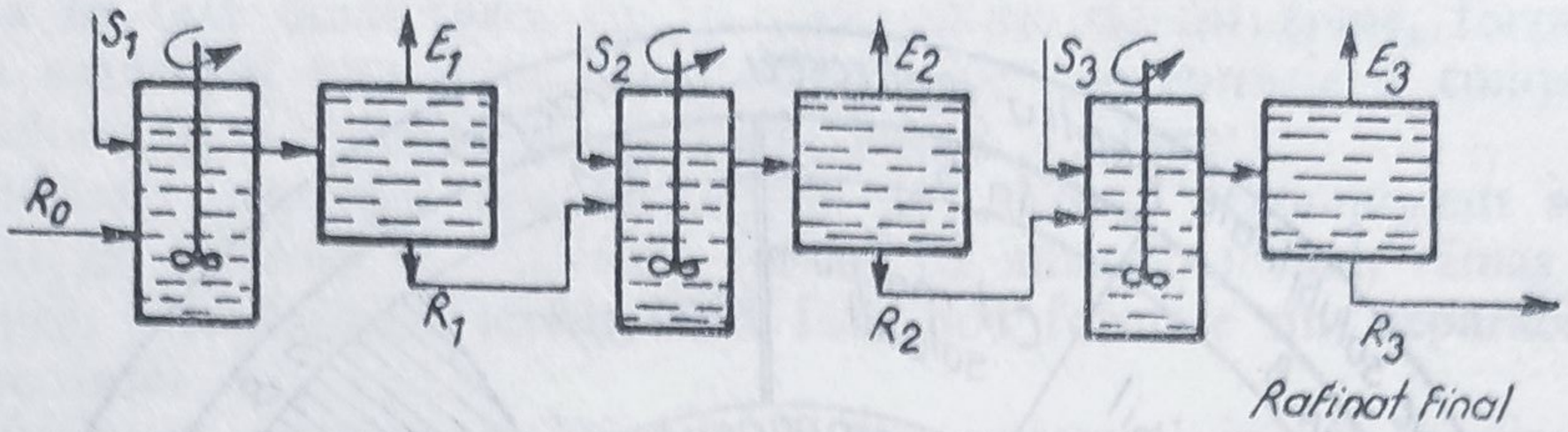


Fig. 4.3. Schema extracţiei simple cu contact multiplu.

Extracţia simplă cu contact multiplu (fig. 4.3) constă în multiplicarea extracţiei simple cu contact unic, în cadrul aceleiaşi instalaţii, instalaţia conţinînd mai multe unităţi de extracţie distincte, legate în serie. Dizolvantul este adăugat în mai multe porţii introduse treptat în instalaţie. Aceste porţii pot fi egale între ele sau diferite. Procedeul solicită un consum ridicat de solvent, ceea ce conduce la obţinerea unui extract de concentraţii reduse (extractele E_1, E_2, E_3 au concentraţii din ce în ce mai mici).

Extracţia cu contact multiplu în contracurent (fig. 4.4) se caracterizează printr-o eficienţă ridicată de separare, la un consum redus de dizolvant, ca urmare a circulaţiei în contracurent a amestecului iniţial şi a dizolvantului: în prima unitate de extracţie se introduce amestecul supus separării R_0, iar în ultima unitate se introduce dizolvantul E_{N+1}. Extractul final E_1 se obţine în prima unitate de extracţie, iar rafinatul R_N, în ultima unitate. Aici, datorită circulaţiei în contracurent, dizolvantul proaspăt întîlneşte rafinatul aproape epuizat în component solubil, şi extrage din el ultimele cantităţi de component solubil. În prima unitate de extracţie, solventul întîlneşte amestecul iniţial bogat în componentul solubil şi extrage o mare cantitate din acesta, astfel încît separarea se realizează cu un consum scăzut de solvent.

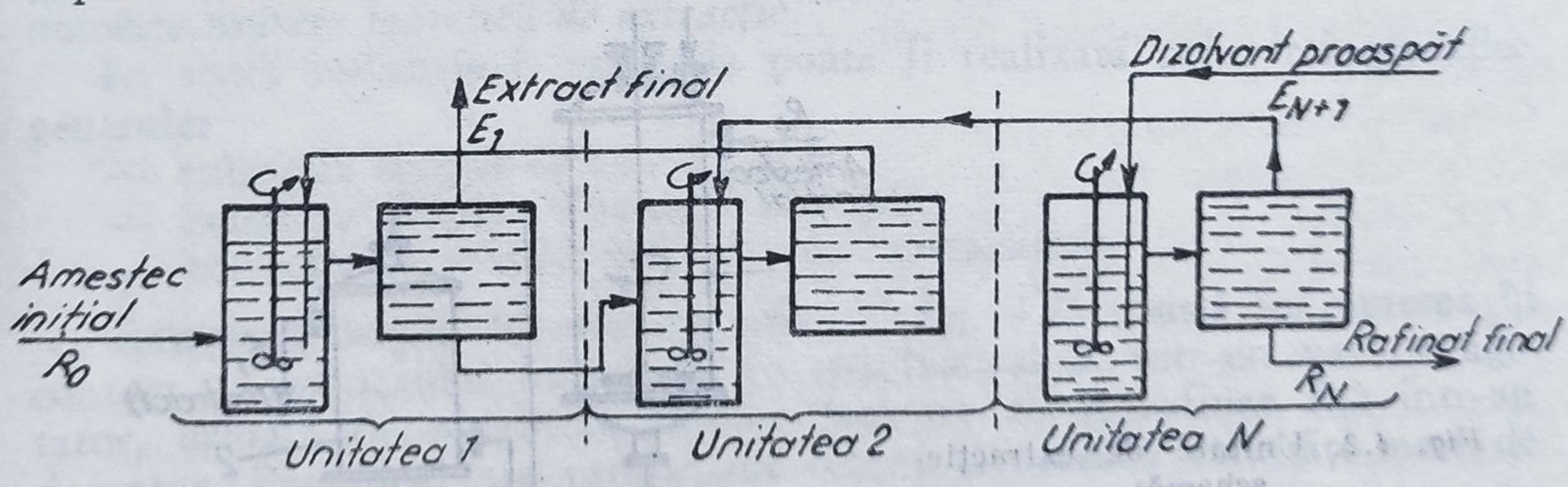


Fig. 4.4. Schema extracţiei cu contact multiplu, în contracurent.

Extracţia multiplă în contracurent se poate realiza în unităţi de extracţie distincte (formate din vase cu agitator şi decantor) sau în coloane de extracţie. În acest al doilea caz, instalaţia conţine şi coloanele de rectificare necesare recuperării solventului din extract şi rafinat.

B. ELEMENTE DE CALCUL AL PROCESULUI DE EXTRACŢIE

Principalele aspecte de calcul al procesului de extracţie se referă la determinarea concentraţiilor fazelor, a debitelor fluidelor şi a regimului de viteze, presiuni şi temperaturi.

1. *Echilibru lichid-lichid. Curba de echilibru. Graficul ternar*

În extracţie, echilibrul de fază se caracterizează prin concentraţii constante de component solubil în extract şi în rafinat. La temperatură constantă, repartizarea la echilibru a componentului solubil B (v. fig. 4.1) între aceste două faze (considerate complet nemiscibile) se face conform legii:

$$y_B = K_B \cdot x_B, \tag{4—1}$$

în care:

y_B este concentraţia de echilibru a componentului B din extract;

x_B — concentraţia componentului B în rafinat;

K_B — constanta de distribuţie.

Într-un sistem de coordonate x_B, y_B, ecuaţia (4—1) se reprezintă printr-o linie dreaptă (fig. 4.5). Întrucît în realitate, cele două faze nu sînt complet nemiscibile (componentul A şi solventul S sînt, în general, parţial miscibili între ei), legea repartiţiei exprimată prin ecuaţia (4—1) este valabilă numai la concentraţii mici, cînd constanta K_B nu depinde de concentraţiile celor două faze. Pentru concentraţii mai mari (cazul proceselor industriale de

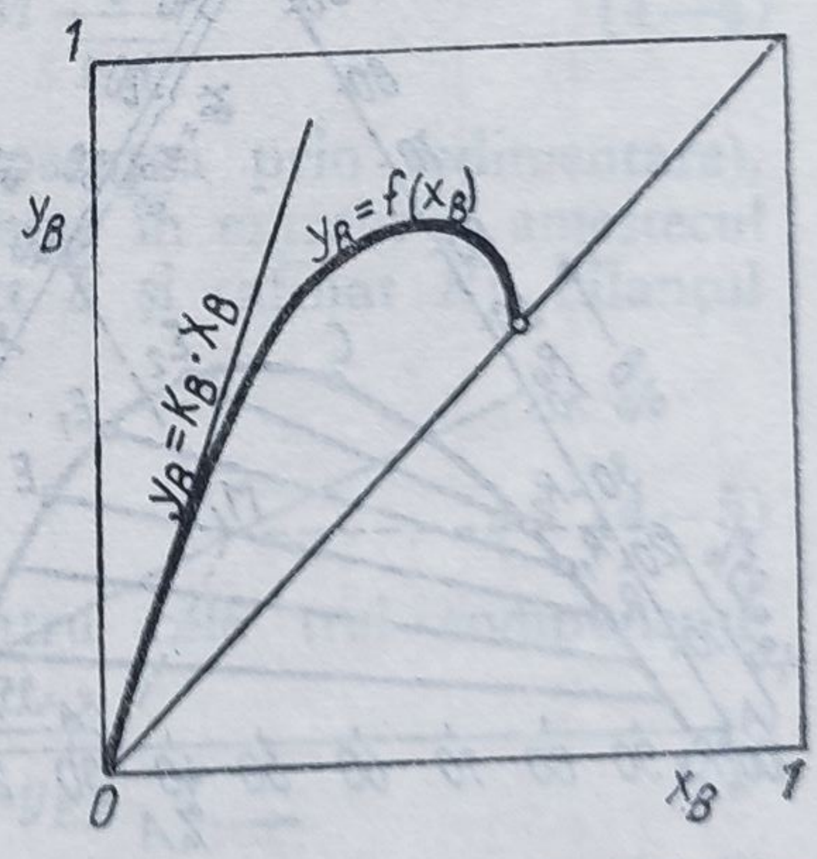


Fig. 4.5. Diagrama de echilibru pentru extracţie.

extracție), valorile constantei K_B se determină experimental și ecuația (4—1) capătă forma generală:

$$y_B = f(x_B) \qquad (4-2)$$

care, în diagrama din figura 4.5, se reprezintă printr-o linie curbă pornind din origina și intersectînd, într-un anumit punct, diagonala.

Dacă componentul *A* din amestecul inițial (denumit și dizolvant inițial) și solventul *S* (denumit și dizolvant de extracție) sînt parțiali miscibili între ei, extractul și rafinatul vor forma un sistem ternar ale cărui componenți *A*, *B*, *S*, pot fi parțiali sau total miscibili, între ei; în mod corespunzător, dacă sistemul conține mai mulți componenți, sistemul nou format poate conține patru sau mai mulți componenți.

Studiul echilibrului sistemelor ternare se face pe cale grafică sau analitică. Metoda grafică utilizează graficul ternar (fig. 4.6), care constă dintr-un triunghi echilateral avînd laturile divizate în o sută de părți egale, corespunzînd concentrațiilor exprimate în procente molare sau masice. Pe un astfel de grafic, componentele sistemului (dizolvantul inițial *A*, componentul solubil *B* care se extrage și dizolvantul de extracție *S*) se reprezintă prin vîrfurile triunghiului (aceste vîrfuri corespund concentrațiilor de 100%). Orice punct aflat pe una din laturile triunghiului reprezintă un amestec binar între componenți notați la extremitatea acestei laturi; orice punct situat în interiorul triunghiului reprezintă un amestec ternar între cei trei componenți din vîrfurile triunghiului. Compoziția amestecului ternar corespunzător punctului *M* se determină ducînd din acest punct drepte, paralele la laturile triunghiului (v. fig. 4.6). Echilibrul între cele două faze nou formate ale sistemului ternar *A*, *B*, *S*, se reprezintă prin curba de echilibru R_x, *C*, E_x, numită *curbă binodală*.

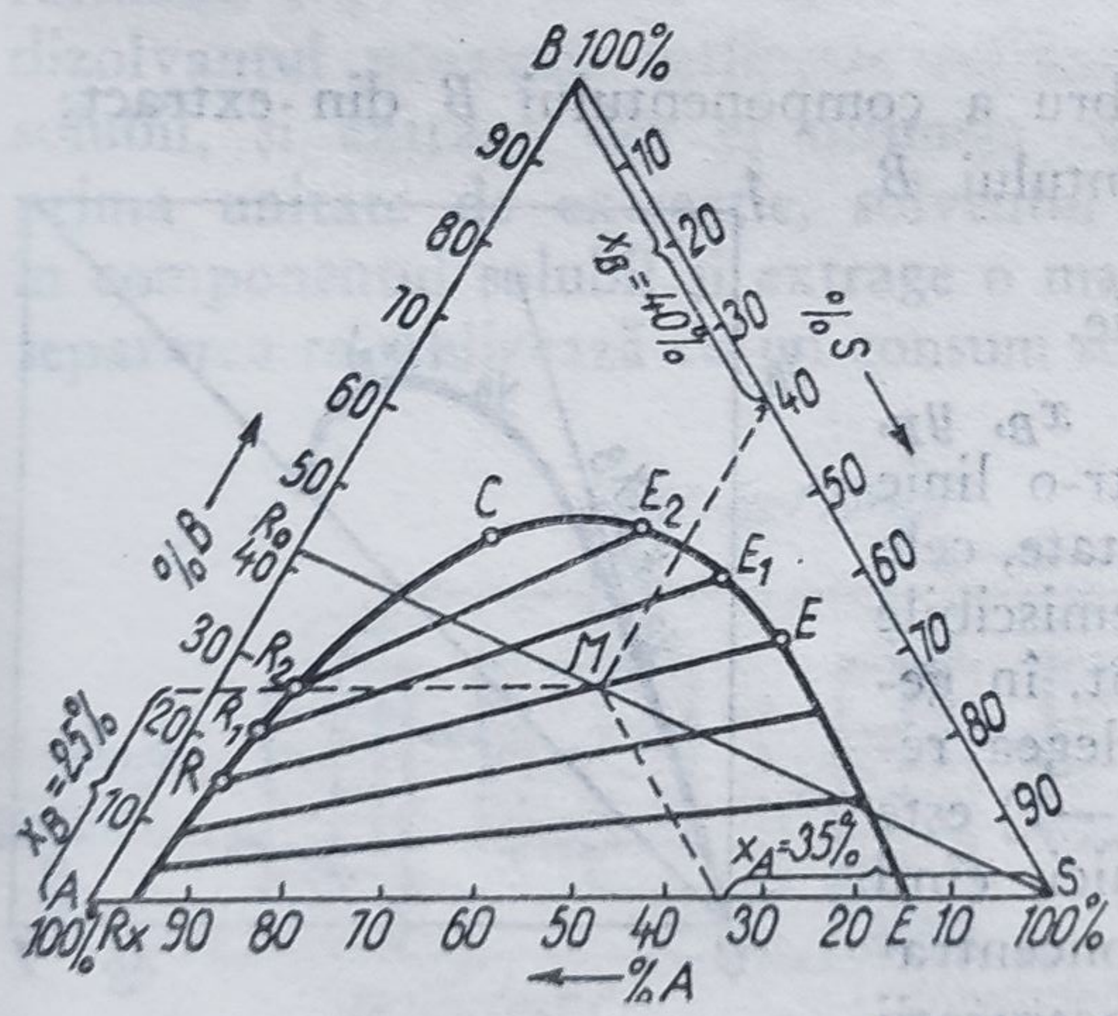


Fig. 4.6. **Graficul ternar al operației de extracție.**

Orice amestec ternar situat sub curba de echilibru se va separa în două faze: extractul *E* (îmbogățit în componentul *B*) și rafinatul *R* (format din amestecul sărăcit în componentul *B* și avînd concentrațiile y_B și x_B în echilibru). Liniile *RE* care unesc cele două concentrații în echilibru se numesc *drepte de legătură* sau *conode;* panta dreptelor de legătură este egală cu constanta de

distribuţie K_B. Punctul C se numeşte *punct critic;* el corespunde miscibilităţii totale a celor trei componenţi şi se caracterizează prin concentraţii egale în cele două faze (extract şi rafinat), adică $y_B = x_B$. Punctul C corespunde intersecţiei dintre curba de echilibru şi diagonala diagramei arătată în figura 4.5.

2. *Bilanţul de materiale*

Amestecul ternar reprezentat prin punctul M este obţinut din amestecul iniţial AB (în care concentraţia componentului B este dată de punctul R_0 pe latura AB) şi solventul S (reprezentat prin vîrful S al triunghiului).

— Pentru prima fază a extracţiei (amestecarea), bilanţul total este:

$$M = R_0 + S, \tag{4—3}$$

în care:

M este cantitatea amestecului obţinut;
R_0 — cantitatea amestecului iniţial.

Pe graficul ternar, cantitatea M de amestec obţinut în prima fază a extracţiei este proporţională cu segmentul R_0S, iar cantităţile R_0 şi S sînt proporţionale cu segmentele inverse poziţiei lor, adică SM şi — respectiv — R_0M.

Avînd, de pe diagramă, lungimea segmentelor R_0M, SM şi R_0S, se pot calcula cantităţile necesare de amestec iniţial R_0 şi de solvent S cu ajutorul relaţiilor:

$$R_0 = M\frac{\overline{SM}}{\overline{R_0S}} \quad \text{şi} \quad S = M\frac{\overline{R_0M}}{\overline{R_0S}} \tag{4—4}$$

— Pentru etapa a doua a extracţiei (separarea prin sedimentare), cînd componentul B trece în cea mai mare parte în extract şi amestecul ternar M se separă în cele două faze (extract E şi rafinat R), bilanţul de materiale este:

— sub formă de bilanţ total:

$$M = R + E \tag{4—5}$$

— sub formă de bilanţuri parţiale, pentru cele trei componente A, B, S:

$$\begin{aligned} M \cdot x_{MA} &= R \cdot x_{RA} + E \cdot y_{EA} \\ M \cdot x_{MB} &= R \cdot x_{RB} + E \cdot y_{EB} \\ M \cdot x_{MS} &= R \cdot x_{RS} + E \cdot y_{ES} \end{aligned} \tag{4—6}$$

În relaţiile de mai sus, primul indice al concentraţiilor arată punctul la care se referă concentraţia (adică punctele *M*, *R* şi *E*).

Cantităţile de extract şi rafinat se obţin din graficul ternar în baza relaţiilor:

$$R = M\frac{\overline{EM}}{\overline{ER}}; \qquad E = M\frac{\overline{RM}}{\overline{ER}}, \tag{4-7}$$

prin măsurarea segmentelor *EM*, *RM* şi *ER*.

C. UTILAJE PENTRU EXTRACŢIE

Tipul convenţional de utilaj folosit în extracţie este determinat de condiţia fundamentală impusă extracţiei: solventul trebuie să vină în contact direct şi cît mai intens cu amestecul supus separării, în anumite condiţii de presiune şi temperatură. Acestei cerinţe îi corespund — în principal — aparatele tip coloană (cu talere, cu şicane, cu umplutură etc.) şi utilajele echipate cu dispozitive mecanice de agitare. În aceste două categorii de utilaje se realizează primele două etape ale procesului: formarea extractului şi a rafinatului şi separarea, prin decantare, a acestor două faze nou formate. În figura 4.7 se arată schema extracţiei în coloana cu umplutură.

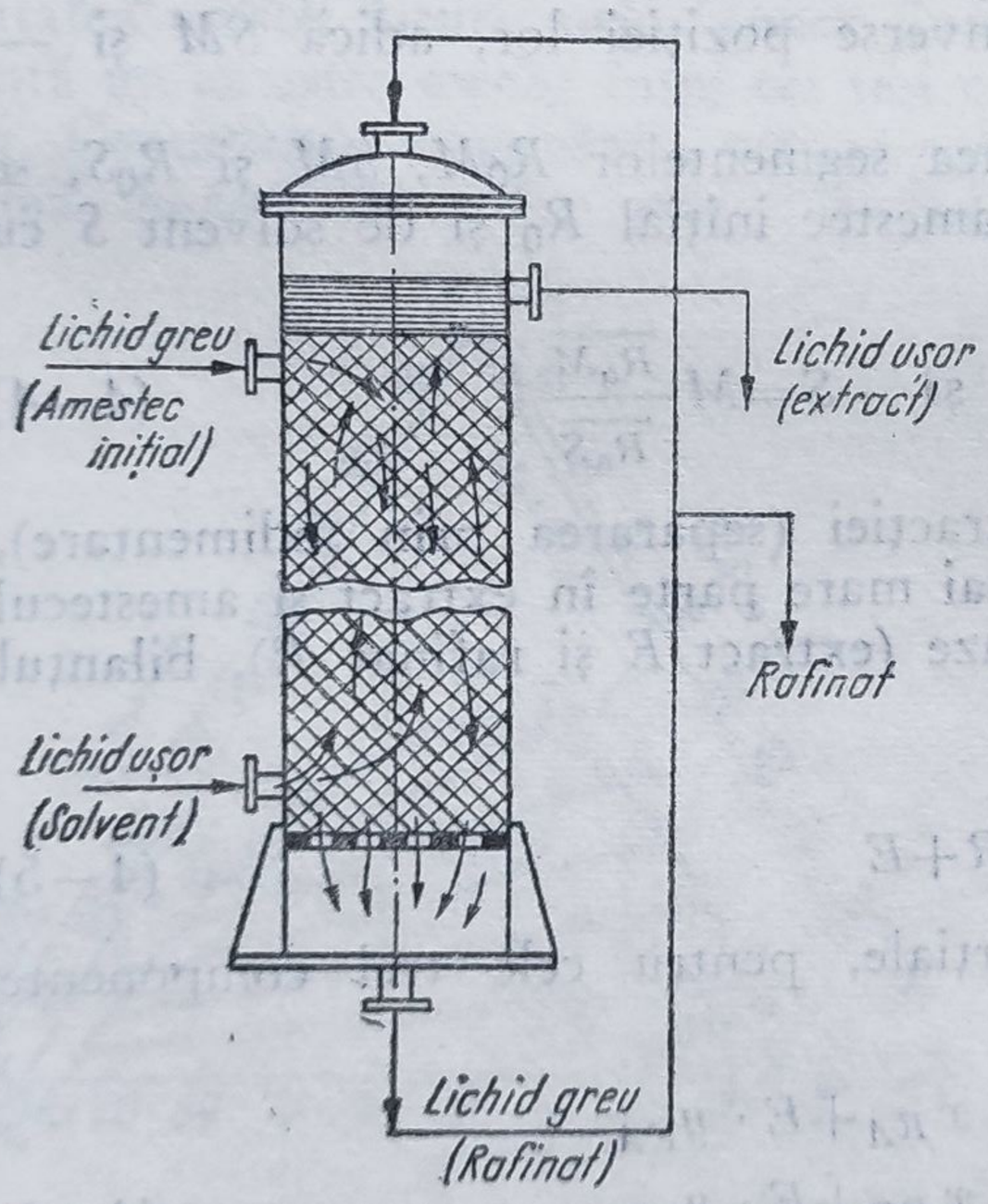


Fig. 4.7. **Schema extracţiei în coloana cu umplutură.**

1. *Condiţii principale constructive şi funcţionale impuse utilajelor pentru extracţie*

Utilajele pentru extracţie trebuie să îndeplinească toate cerinţele impuse de eficacitatea extracţiei.

În schema din figura 4.8 se arată modul în care diversele aspecte ale mecanismului de extracţie condiţionează construcţia utilajelor.

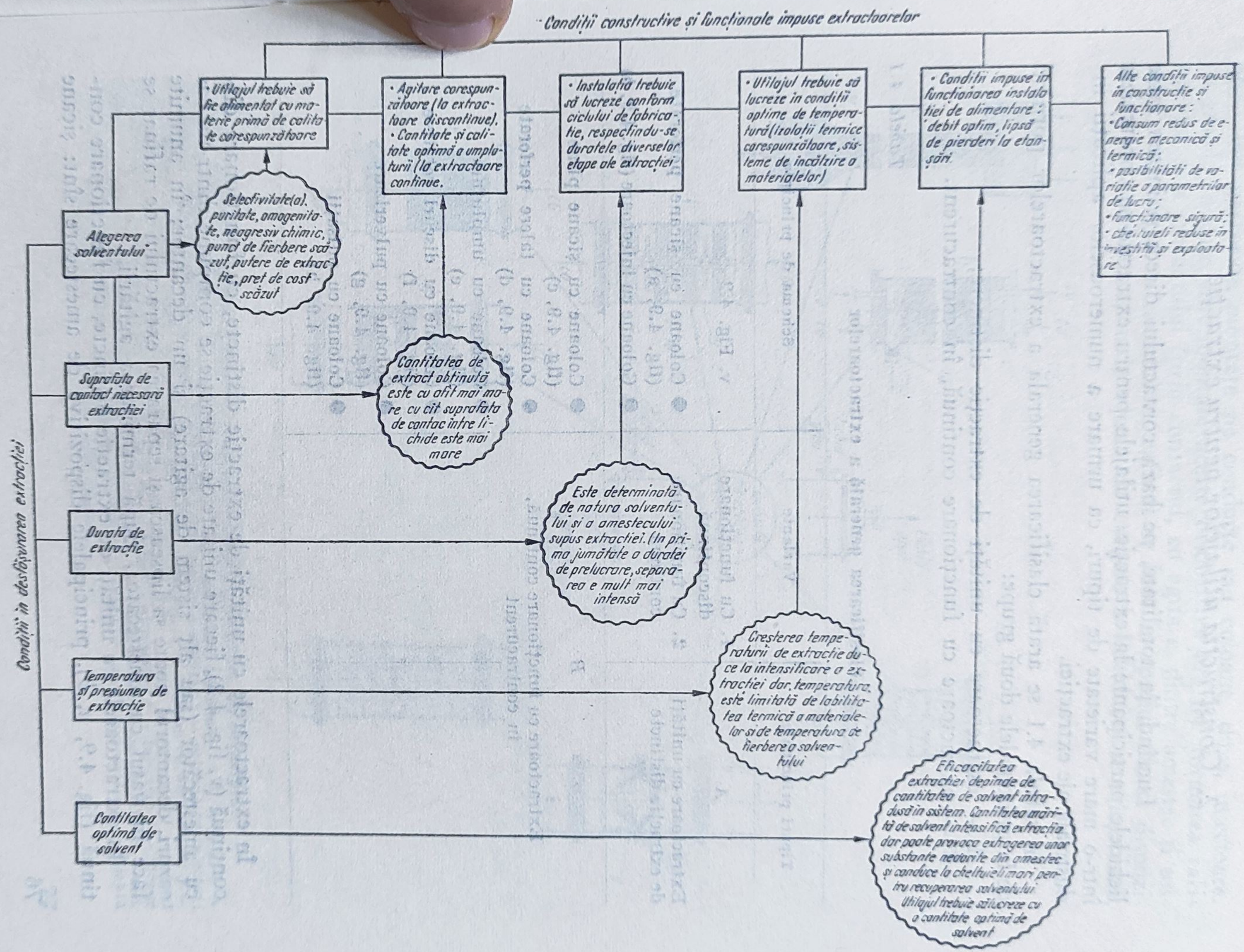


Fig. 4.8. **Condițiile extracției și implicațiile lor asupra construcției și funcționării utilajelor pentru extracție.**

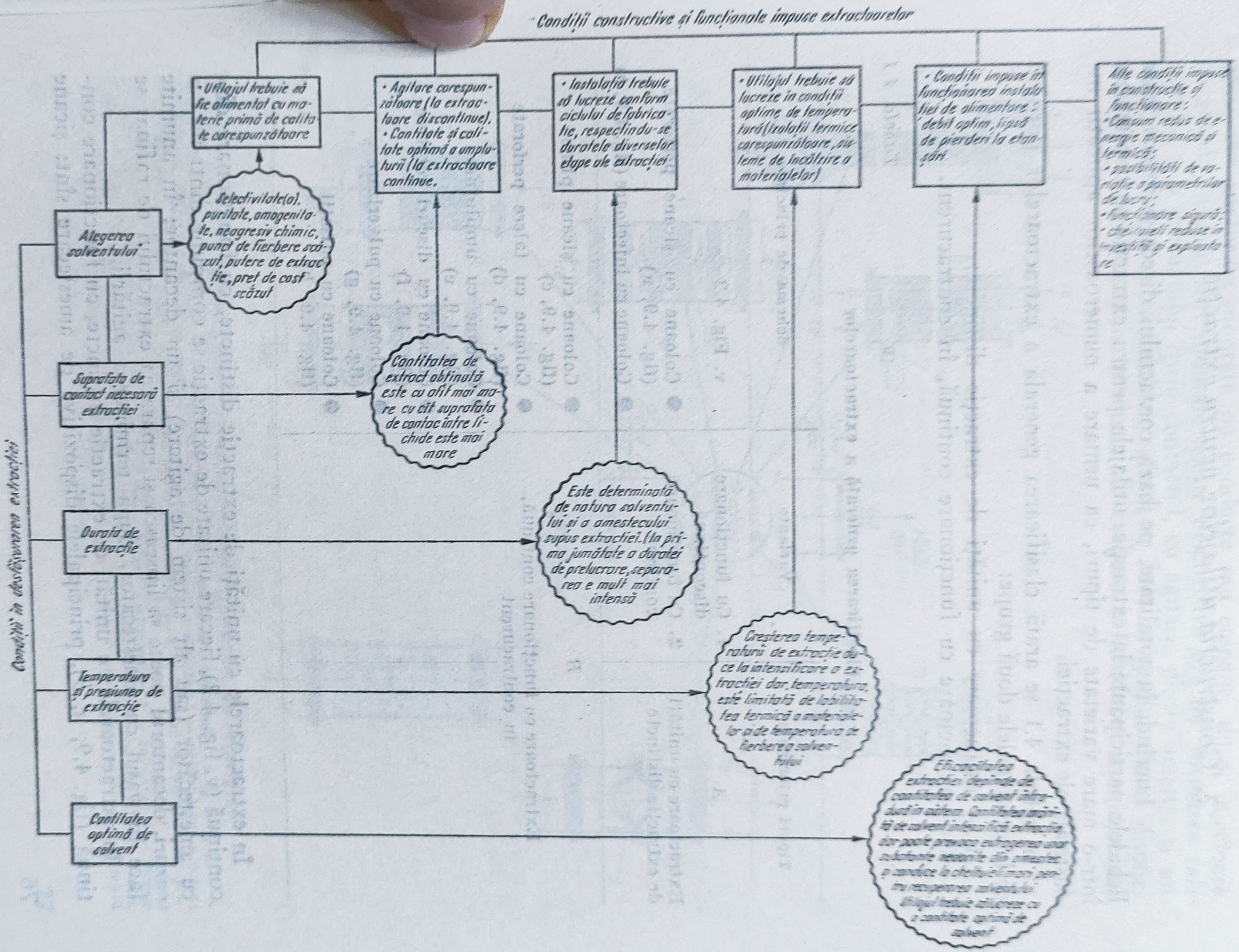


Fig. 4.8. **Condițiile extracției și implicațiile lor asupra construcției și funcționării utilajelor pentru extracție.**

2. *Construcţia utilajelor pentru extracţie*

Lucrînd, în totalitate, pe baza contactului direct şi intens între lichidele participante la extracţie, utilajele pentru extracţie se construiesc într-o mare varietate de tipuri, ca urmare a numeroaselor aplicaţii industriale ale extracţiei.

În tabela 4.1 se arată clasificarea generală a extractoarelor pornind de la principalele două grupe:

A — extractoare cu unităţi de extracţie distincte;
B — extractoare cu funcţionare continuă, în contracurent.

Tabela 4.1

Clasificarea generală a extractoarelor

Tipuri principale	Variante	Schema de principiu
A Extractoare cu unităţi de extracţie distincte	1. Cu funcţionare discontinuă 2. Cu funcţionare continuă	v. Fig. 4.2 ● Coloane cu şicane perforate (fig. 4.9, a) ● Coloane cu injectoare (fig. 4.9, *b*)
B Extractoare cu funcţionare continuă, în contracurent		● Coloane cu şicane pline (fig. 4.9, c) ● Coloane cu talere perforate (fig. 4.9, d) ● Coloane cu umplutură (fig. 4.9, e) ● Coloane cu discuri rotative (fig. 4.9, f) ● Coloane cu pulverizare (fig. 4.9, g) ● Coloane cu pulsaţii (fig. 4.9, h)

În extractoarele cu unităţi de extracţie distincte, cu funcţionare discontinuă (v. fig. 4.2), fiecare unitate de extracţie se compune dintr-un vas cu amestecător (sau alt sistem de agitare) şi un decantor; în anumite cazuri, decantorul poate să lipsească şi separarea extractului de rafinat se face în vasul cu amestecător, după terminarea agitării.

În extractoarele cu unităţi de extracţie distincte, cu funcţionare continuă (fig. 4.9, *a*, *b*), principalele dispozitive de amestecare sînt: şicane

pline sau perforate montate pe conducte sau coloane, duze, injectoare. În zonele în care sînt montate aceste dispozitive are loc formarea rafinatului și a extractului (prin contactul, cu agitare, dintre amestec și solvent); separarea extractului de rafinat se face în spațiul dintre dispozitivele de amestecare, unde viteza de curgere a lichidului se micșorează.

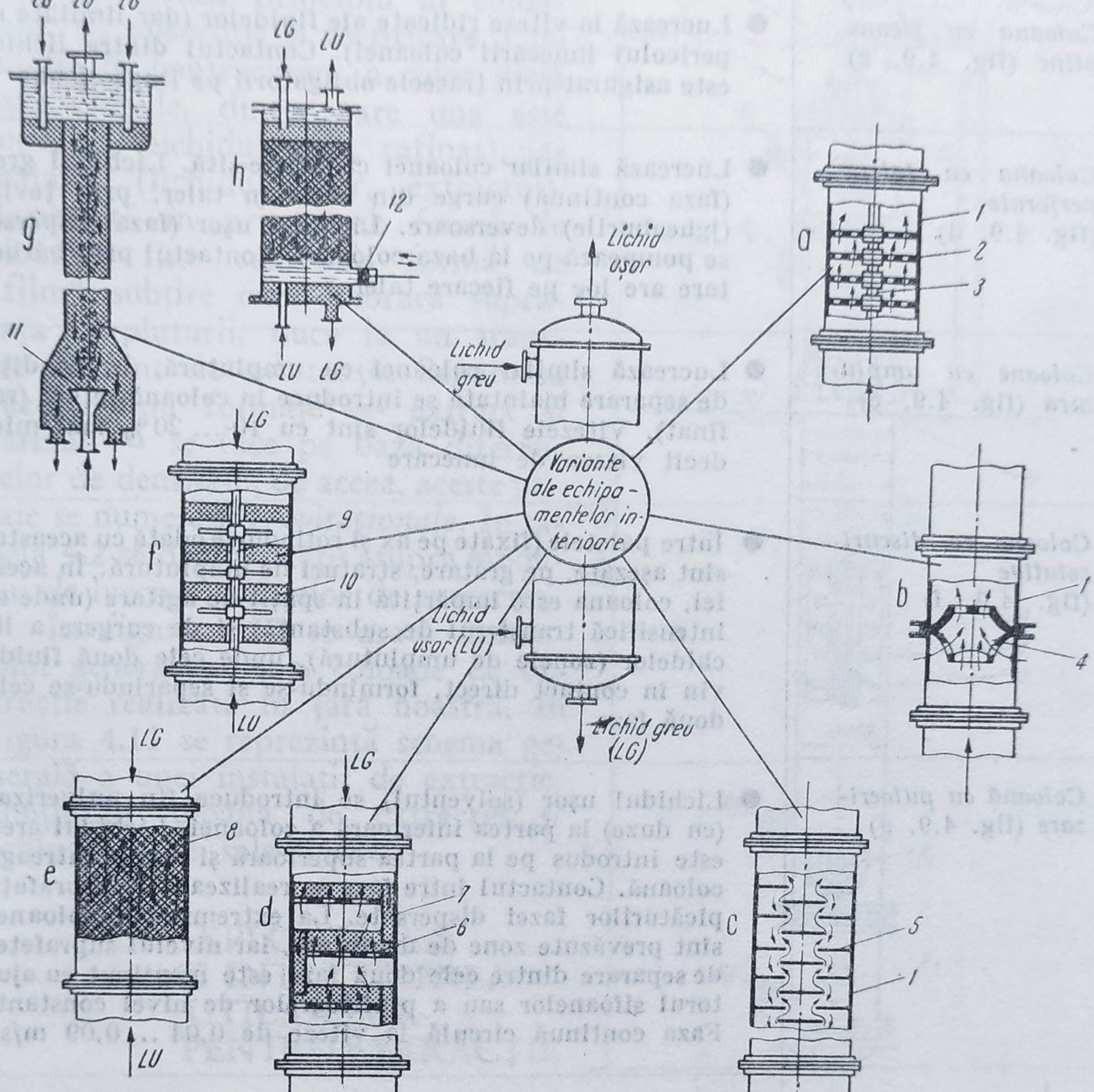


Fig. 4.9. Tipuri principale de extractoare — schema de principiu:

a, b — extractoare cu unități de extracție distincte, cu funcționare continuă; *c, d, e, f, g, h* — extractoare continue în contracurent; *a* — coloană cu șicane perforate; *b* — coloană cu injector; *c* — coloană cu șicane pline; *d* — coloană cu talere perforate; *e* — coloană cu umplutură; *f* — coloană cu discuri rotative; *g* — coloană cu pulverizare; *h* — coloană cu pulsații; *1* — corpul coloanei; *2* — șicane perforate; *3* — ax (fix) de susținere a șicanelor; *4* — injector; *5* — șicane fixe; *6* — taler perforat; *7* — deversor; *8* — umplutură; *9* — arbore rotativ cu discuri; *10* — sită sau umplutură; *11* — duză, *12* — piston pulsator. L_u — lichid ușor (extract); L_G — lichid greu (rafinat).

Tabela 4.2

Indicaţii asupra modului de lucru la utilajele de extracţie

Tipul de utilaj	Precizări asupra modului de lucru
1. *Coloana cu şicane pline* (fig. 4.9, c)	● Lucrează la viteze ridicate ale fluidelor (dar limitate de pericolul înnecării coloanei). Contactul dintre lichide este asigurat prin traseele obligatorii pe lîngă şicane
2. *Coloana cu talere perforate* (fig. 4.9, d)	● Lucrează similar coloanei cu talere-sită. Lichidul greu (faza continuă) curge din taler în taler, prin ţevile (jgheaburile) deversoare. Lichidul uşor (faza dispersă) se pompează pe la baza coloanei. Contactul prin barbotare are loc pe fiecare taler
3. *Coloane cu umplutură* (fig. 4.9, e)	● Lucrează similar coloanei cu umplutură. În condiţii de separare înaintată se introduce în coloană reflux (rafinat). Vitezele fluidelor sînt cu 10 ... 20% mai mici decît viteza de înnecare
4. *Coloane cu discuri rotative* (fig. 4.9, f)	● Între paletele (fixate pe ax şi rotindu-se odată cu aceasta) sînt aşezate, pe grătare, straturi de umplutură. În acest fel, coloana este împărţită în spaţii de agitare (unde se intensifică transferul de substanţă) şi de curgere a lichidelor (zonele de umplutură), unde cele două fluide vin în contact direct, formîndu-se şi separîndu-se cele două faze
5. *Coloană cu pulverizare* (fig. 4.9, g)	● Lichidul uşor (solventul) se introduce fin pulverizat (cu duze) la partea inferioară a coloanei. Lichidul greu este introdus pe la partea superioară şi umple întreaga coloană. Contactul între faze se realizează la suprafaţa picăturilor fazei dispersate. La extremităţile coloanei sînt prevăzute zone de decantare, iar nivelul suprafeţei de separare dintre cele două faze este menţinut cu ajutorul sifoanelor sau a plutitoarelor de nivel constant. Faza continuă circulă la viteze de 0,04 ... 0,09 m/s
6. *Coloană cu pulsaţii* (fig. 4.9, h)	● Pistonul, plasat într-un cilindru la baza aparatului, execută 70 ... 90 curse duble pe minut, creîndu-se în masa lichidului din coloană (în care se montează talere-sită sau umpluturi) pulsaţii alternative datorită cărora faza uşoară este „împinsă" prin umplutură, venind în contact cu lichidul greu şi faza grea este „atrasă" prin umplutură şi pusă în contact cu lichidul uşor. Utilajul consumă multă energie mecanică, dar lucrează cu eficacităţi mari de separare.

În extractoarele continue cu funcţionare în contracurent (fig. 4.9, *c*, *d*, *e*, *f*, *g*), extracţia se desfăşoară la o eficacitate sporită: aparatele lucrează continuu, în regim staţionar, pe acelaşi principiu al coloanelor de absorbţie şi rectificare. Circulaţia în contracurent a celor două faze lichide, dintre care una este continuă (lichidul greu, rafinat), iar cealaltă (lichidul uşor, extractul), dispersată în prima sub formă de picături fine sau sub formă de „film" subţire care îmbracă suprafaţa umpluturii, duce la un transfer eficient de substanţă. Separarea fazelor nou formate — extract şi rafinat — se face pe baza diferenţelor de densitate; de aceea, aceste utilaje se numesc şi *gravitaţionale*. În tabela 4.2 se dau indicaţii asupra modului de lucru a utilajelor de extracţie.

În figura 4.10 se arată ansamblul general al unei coloane de extracţie realizată în ţara noastră. În figura 4.11 se reprezintă schema generală a unei instalaţii de extracţie, conţinînd coloana de extracţie şi echipamentele sale anexe.

D. EXPLOATAREA ŞI ÎNTREŢINEREA UTILAJELOR PENTRU EXTRACŢIE

Toate aspectele legate de exploatarea şi întreţinerea utilajelor pentru extracţie, în special cele legate de supravegherea funcţionării, sînt condiţionate de caracteristicile procesului şi de construcţia utilajelor (v. fig. 4.9, 4.10, 4.11). Supravegherea competentă a funcţionării impune

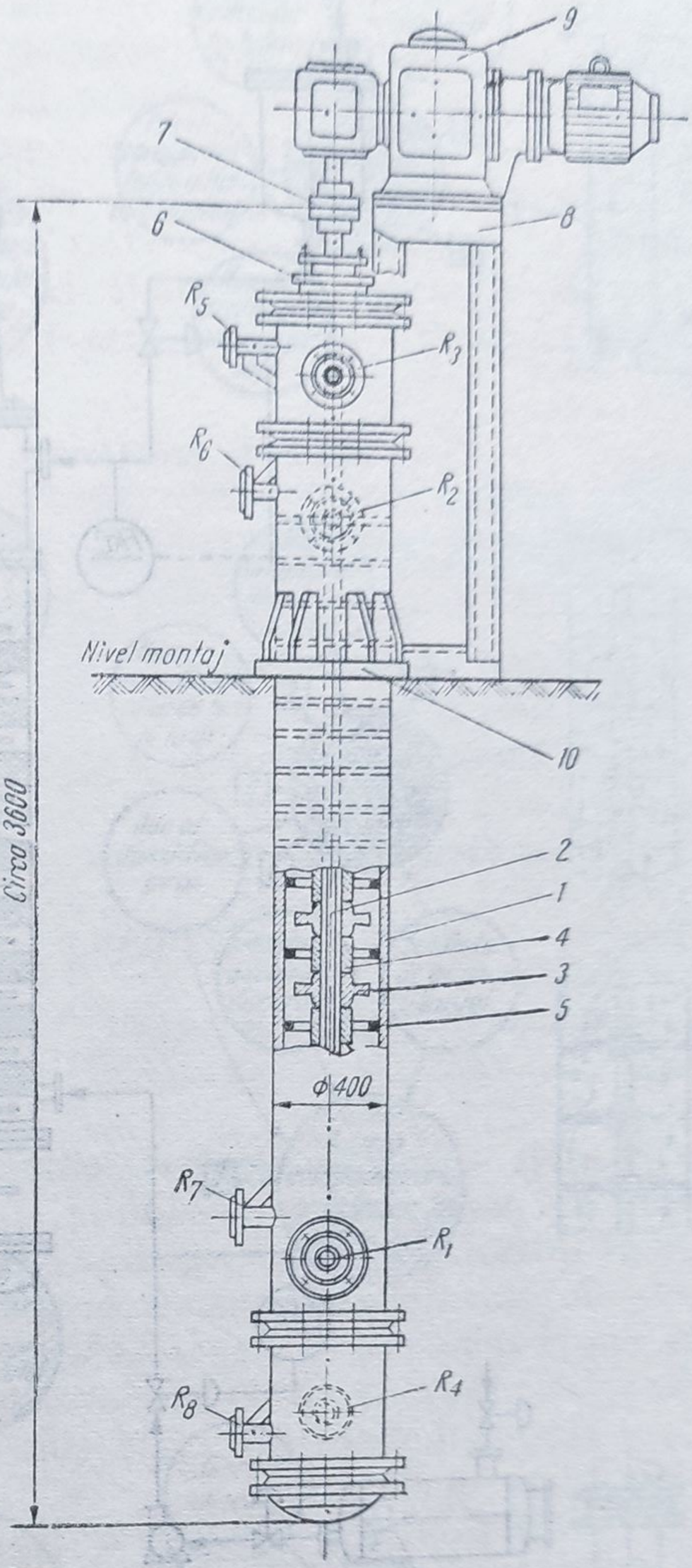


Fig. 4.10. Coloană de extracţie (ansamblu):

1 — corp; *2* — arbore amestecător; *3* — paletă rotativă; *4* — bucşă de distanţă; *5* — şicană; *6* — cutie de etanşare; *7* — cuplaj elastic; *8* — suportul acţionării; *9* — grup de acţionare (electromotor + variator de turaţie); *10* — suporturi laterali.

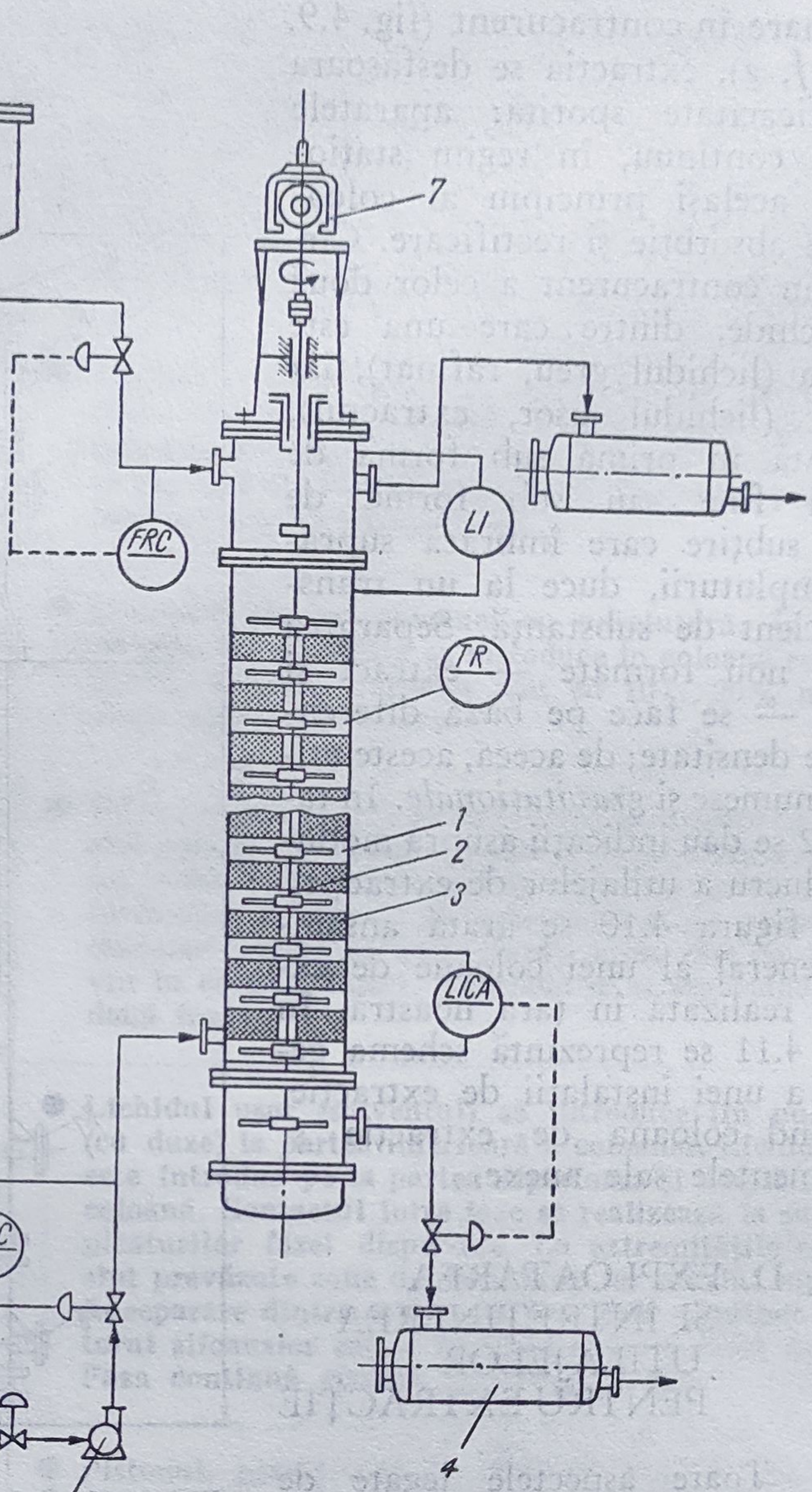


Fig. 4.11. Schema generală a unei instalaţii de extracţie:

1 — coloană; *2* — arbore cu agitatoare; *3* — umplutură; *4* — vas de colectare a rafinatului; *5* — vas depozit pentru solvent; *6* — pompă centrifugă; *7* — sistem de acţionare a arborelui; *FRC* — regulator de debit cu înregistrare; *LI* — indicator de nivel; *LICA* — regulator automat de nivel; *TR* — înregistrator de presiune.

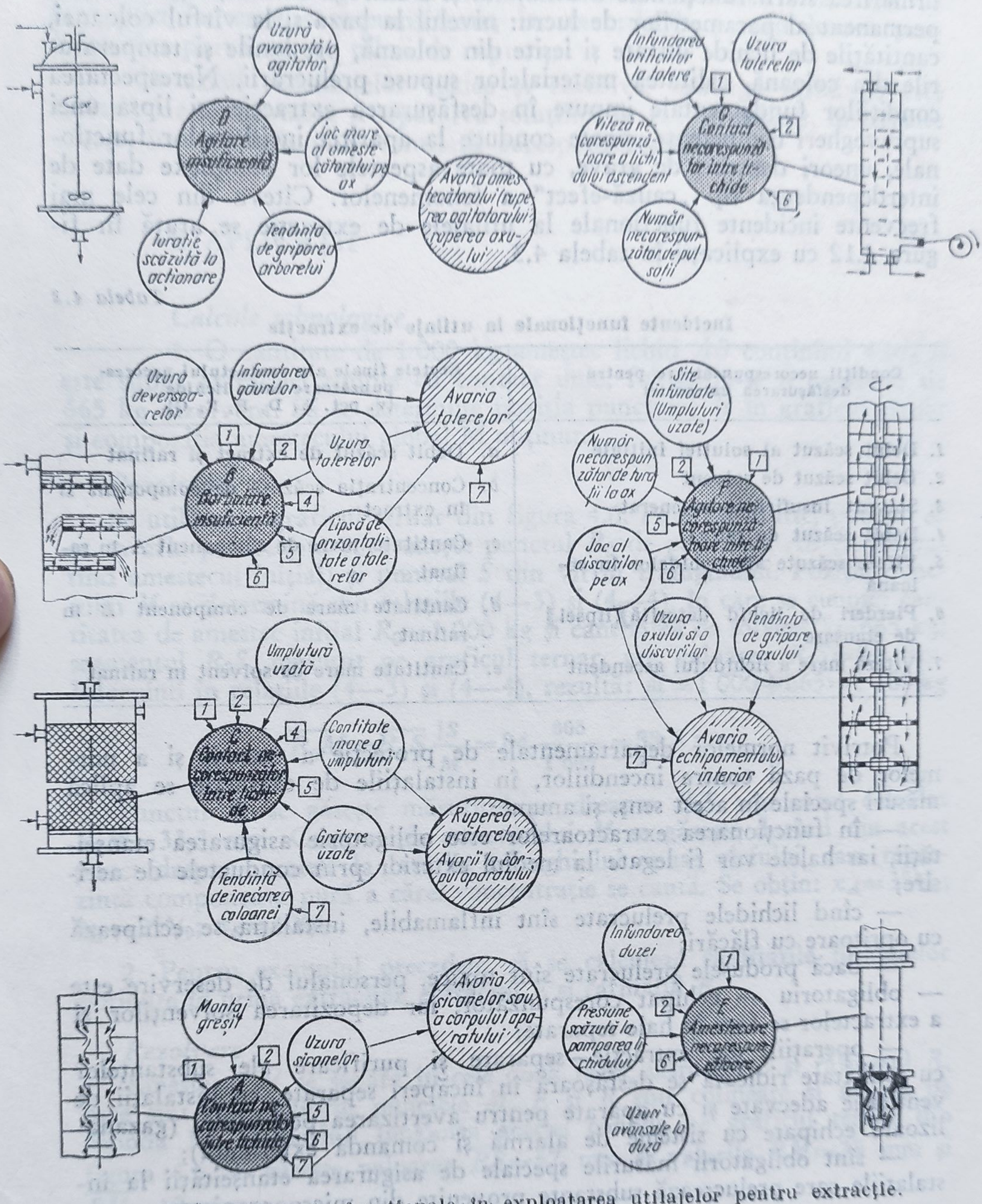


Fig. 4.12. Incidente funcționale în exploatarea utilajelor pentru extracție.

urmărirea stării funcţionale a utilajului şi a întregii instalaţii şi controlul permanent al parametrilor de lucru: nivelul la baza şi la vîrful coloanei, cantităţile de lichide intrate şi ieşite din coloană, presiunile şi temperaturile din coloană, calitatea materialelor supuse prelucrării. Nerespectarea condiţiilor fundamentale impuse în desfăşurarea extracţiei şi lipsa unei supravegheri competente, poate conduce la apariţia incidentelor funcţionale, uneori deosebit de grave, cu toate aspectele lor complexe date de interdependenţa tip „cauză-efect" a fenomenelor. Cîteva din cele mai frecvente incidente funcţionale la utilajele de extracţie se arată în figura 4.12 cu explicaţii în tabela 4.3.

Tabela 4.3

Incidente funcţionale la utilaje de extracţie

Condiţii necorespunzătoare pentru desfăşurarea extracţiei	Eectele finale ale contactului necorespunzătoare între lichide (v. pct. A, D, E, F, G)
1. Debit scăzut al soluţiei iniţiale	*a.* Debit scăzut de extract şi rafinat
2. Debit scăzut de solvent	*b.* Concentraţia scăzută de component B în extract
3. Solvent insuficient regenerat	*c.* Cantitate mare de component A în rafinat
4. Debit scăzut de reflux	*d.* Cantitate mare de component *B* în rafinat
5. Viteze scăzute ale lichidelor în coloană	*e.* Cantitate mare de solvent în rafinat
6. Pierderi de lichid datorită [lipsei] de etanşare	
7. Viteză mare a lichidului ascendent	

Potrivit normelor departamentale de protecţie a muncii şi a normelor de pază contra incendiilor, în instalaţiile de extracţie se aplică măsuri speciale în acest sens, şi anume:

— în funcţionarea extractoarelor este obligatorie asigurarea etanşeităţii, iar halele vor fi legate la mediul exterior prin conductele de aerisire;

— cînd lichidele prelucrate sînt inflamabile, instalaţia se echipează cu opritoare cu flăcări;

— dacă produsele prelucrate sînt toxice, personalul de deservire este — obligatoriu — echipat corespunzător, iar depozitarea solvenţilor şi a extractelor se face în hale separate;

— operaţiile de extracţie—separare şi purificare ale substanţelor cu toxicitate ridicată se desfăşoară în încăperi separate, cu instalaţii de ventilaţie adecvate şi cu aparate pentru avertizarea pericolului (gazanalizoare echipate cu sisteme de alarmă şi comandă exterioară);

— sînt obligatorii măsurile speciale de asigurarea etanşeităţii la instalaţiile care prelucrează substanţe provenite din microorganisme;

— după decantarea extractului de rafinat, separarea straturilor se face prin lanterne corespunzătoare, iar racordurile pentru luarea probelor sînt prevăzute cu pîlnii de captare;

— în cazul substanţelor toxice şi corosive, întreaga instalaţie este izolată, iar alimentarea şi separarea soluţiilor se fac mecanizat, în circuite etanşe, în condiţiile unei ventilaţii corespunzătoare.

E. APLICAŢII

Calcule tehnologice

1. O cantitate de 1 000 kg amestec lichid *AB* conţinînd 43% *B* este supus extracţiei simple cu contact unic, folosindu-se o cantitate de 665 kg dizolvant. Să se determine poziţia punctului *M* în graficul ternar şi compoziţia amestecului global M obţinut.

Rezolvare

Se utilizează graficul ternar din figura 4.6. Pe acest grafic, punctul *M* se va afla pe dreapta care uneşte punctul R_0 de pe latura *AB* (reprezentînd amestecul iniţial) şi punctul *S* din vîrful triunghiului. Poziţia punctului *M* se determină din relaţiile (4—3) şi (4—4), în care se cunosc: cantitatea de amestec iniţial $R_0=1\,000$ kg şi cantitatea de solvent $S=665$ kg; segmentul R_0S, măsurat pe graficul ternar, are valoarea $R_0S=84$ mm. Înlocuind în relaţiile (4—3) şi (4—4), rezultă: $M=1\,000+665=1\,665$ kg

$$\overline{R_0M}=\overline{R_0S}\frac{S}{M}=84\frac{665}{1\,665}=33{,}3 \text{ mm}$$

Punctul *M* se găseşte măsurînd pe dreapta R_0S segmentul calculat $R_0M=33{,}3$ mm. Compoziţia amestecului *M* se găseşte ducînd din acest punct drepte paralele la laturile triunghiului opuse vîrfului, care reprezintă componenta pură a cărei concentraţie se caută. Se obţin: $x_A=35\%$; $x_B=25\%$; $x_S=40\%$.

2. Pentru exemplul precedent să se calculeze cantităţile produselor obţinute în urma extracţiei, extractul *E* şi rafinatul *R*.

Rezolvare

Amestecul *M* se separă în cele două faze: extractul *E* şi rafinatul *R*, care sînt în echilibru; punctele *M*, *E* şi *R* sînt colineare şi situate pe conoda *RE*. Măsurînd lungimea acestei conode pe graficul ternar din figura 4.6, se găseşte valoarea $\overline{RE}=57$ mm şi valorile $\overline{RM}=38$ mm şi $\overline{EM}=19$ mm.

Din ecuaţiile (4—7) rezultă:

$$R = M\frac{\overline{EM}}{\overline{ER}} = 1\ 665\frac{19}{57} = 555\ \text{kg}$$

$$E = M\frac{\overline{RM}}{\overline{ER}} = 1\ 665\frac{38}{57} = 1\ 110\ \text{kg}$$

Verificare: $M = E + R = 1\ 110 + 555 = 1\ 650$ kg.

Verificarea cunoştinţelor

1. **Să se arate cauzele, provenite de la o exploatare neraţională, care determină obţinerea unui extract de compoziţie necorespunzătoare, în cazul coloanei de extracţie cu şicane. Dar în cazul coloanei cu discuri rotative?**
2. **Cum se poate ajunge la blocarea arborelui într-o coloană cu discuri rotative? Ce greşeli de exploatare s-au comis? Dar de montaj? Se poate ajunge la avaria arborelui?**
3. **Într-o coloană de extracţie cu pulverizare se constată scăderea productivităţii. Care sînt cauzele legate de o conducere neraţională a procesului? Pot apare uzuri avansate şi avarii dacă aceste cauze nu sînt eliminate la timp?**

Capitolul 5

ADSORBŢIA

Adsorbţia este procesul prin care un material solid — denumit adsorbent — reţine pe suprafaţa sa substanţe solide, lichide sau gazoase, denumite substanţe adsorbite (adsorbiţi). Procesul este reversibil: prin încălzire (sau prin altă operaţie), substanţele adsorbite pot fi puse în libertate; acest fenomen se numeşte desorbţie.

Ca operaţie unitară, adsorbţia reprezintă o metodă de separare (sau purificare) a amestecurilor gazoase şi lichide, bazată pe selectivitatea adsorbantului faţă de componenţii amestecului şi pe reversibilitatea procesului: desorbţia. Operaţia de separare a amestecurilor gazoase sau lichide prin adsorbţie implică două etape principale:

a) *adsorbţia*, în care adsorbantul reţine (adsoarbe) pe suprafaţa sa unul sau mai mulţi componenţi ai amestecului supus separării;

b) *desorbţia*, în care adsorbantul pune în libertate componentele adsorbite.

După desorbţie, adsorbantul reintră într-un nou ciclu de adsorbţie — desorbţie şi, după caz, periodic sau continuu, este reactivat şi regenerat.

În industria chimică şi petrochimică, adsorbţia este aplicată pe scară largă la purificarea şi uscarea gazelor, la separarea unor amestecuri gazoase şi la recuperarea unor solvenţi volatili.

A. MECANISMUL ŞI DESFĂŞURAREA PROCESULUI

Adsorbţia gazelor, a vaporilor şi a substanţelor dizolvate pe suprafaţa corpurilor solide este, de obicei, însoţită de procese de difuziune a substanţei adsorbite în corpul solid (adsorbent), de condensarea capilară şi, uneori, de reacţii chimice. Adsorbţia este întotdeauna însoţită de degajare de căldură.

Adsorbţia este un proces de transfer de substanţă: prin adsorbţia componenţilor amestecului gazos la suprafaţa adsorbentului (ca urmare a contactului direct între aceste două faze), între particulele de gaz care

se găsesc în stare gazoasă şi particulele aceluiaşi gaz, care se găsesc pe suprafaţa adsorbentului în momentul saturării complete, se ajunge la un echilibru (în unitatea de timp, numărul particulelor adsorbite este egal cu numărul particulelor care părăsesc suprafaţa adsorbantului). La echilibru, cantitatea de substanţă adsorbită depinde de concentraţia componentului A care se adsoarbe din amestecul gazos, adică de presiunea lui parţială în acest amestec:

$$n_A = f(p) \qquad (5—1)$$

O astfel de dependenţă, corespunzătoare stării de echilibru, se exprimă grafic prin curba numită *izotermă de adsorbţie*. Diversele teorii fizice şi chimice ale procesului de adsorbţie au elaborat ecuaţii matematice care servesc la calculul izotermelor de adsorbţie.

În general, cantitatea de substanţă care se adsoarbe creşte odată cu ridicarea presiunii şi scade cu creşterea temperaturii, astfel încît operaţia de adsorbţie poate fi intensificată prin realizarea ei la temperaturi mici şi presiuni mari. Procesul invers, desorbţia, necesită temperaturi ridicate şi presiuni mici. În general, desorbţia se realizează prin încălzirea adsorbentului (conţinînd faza gazoasă adsorbită) cu vapori.

Adsorbenţii sînt substanţe solide foarte poroase, avînd o mare suprafaţă specifică de adsorbţie.

Caracteristica principală a unui adsorbent o constituie *activitatea* lui (capacitatea de adsorbţie), care reprezintă cantitatea de substanţă adsorbită de unitatea de volum de adsorbant. Pe lîngă activitate, adsorbentul trebuie să îndeplinească şi riguroase condiţii de selectivitate: în procesul de adsorbţie, ca şi în cele de absorbţie, substanţele care adsorb (adsorbenţii) posedă proprietăţi selective faţă de gazele şi de vaporii care urmează să fie adsorbiţi. Deci, în procesul de adsorbţie, din amestecul gazos pus în contact cu adsorbentul se adsoarbe (se separă) numai acei componenţi faţă de care adsorbentul este selectiv şi — în primul rînd şi în cantitatea cea mai mare — gazul (sau vaporii substanţei) care are temperatura de fierbere cea mai ridicată. Din acest motiv, separarea prin adsorbţie este posibilă numai la acele amestecuri la care temperaturile de fierbere ale componenţilor sînt mult diferite.

Adsorbenţii utilizaţi frecvent în industrie sînt: cărbunele activ, gelul de silice (silicagel), pămînturile decolorante, alumina activă etc. O deosebită aplicabilitate în adsorbţie o au, în calitate de adsorbenţi, sitele moleculare (aluminosilicaţi de sinteză avînd reţea cristalină de tetraedru, ce delimitează cavităţi interioare ce comunică între ele prin pori de dimensiuni egale). Datorită acestei reţele cristaline, sitele moleculare dobîndesc şi o selectivitate geometrică (în cavităţile lor interioare nu sînt adsorbite decît molecule de o anumită formă şi dimensiune).

În tabela 5.1. se dau caracteristicile şi domeniile de utilizare ai celor mai uzuali adsorbenţi.

Tabela 5.1

Caracteristicile şi domeniile de utilizare ale adsorbenţilor

Adsorbentul	Elemente caracteristice	Utilizări
a. Pământuri decolorante	Silicaţi de aluminiu hidrataţi sau activaţi prin tratare cu acid clorhidric sau acid sulfuric (în urma acestei activări, capacitatea de absorbţie creşte de 3—5 ori)	Decolorarea, limpezirea, neutralizarea şi rafinarea produselor petroliere, a grăsimilor, a uleiurilor vegetale
b. Cărbunele activ	Granule de 1—3 mm. Se obţine prin distilarea pirogenată (în absenţa aerului) a unor substanţe vegetale: lemn, melasă, pleavă de orz, coji de nucă. Reactivarea se face prin tratare cu vapori de apă la o temperatură de 120°C	Rafinarea uleiurilor şi a grăsimilor, purificarea şi recuperarea solvenţilor, purificarea apei şi a gazelor de sondă
c. Gelul de silice (silicagel)	Se obţine prin tratarea silicatului de sodiu cu acid sulfuric, urmată de spălare şi uscare Este selectiv faţă de vaporii de apă. Au granulaţie de 1—6 mm. Reactivarea se face cu aer cald sau cu gaze de ardere la o temperatură de 110°C ... 250°C	Absorbţia vaporilor de apă din gaze şi aer; temperatura de adsorbţie este de maximum 40°C
d. Alumina activată	Se obţine prin tratarea termică a oxidului de aluminiu precipitat sau a bauxitei. Are o bună selectivitate. Temperatura de reactivare este de 160 ... 320°C	Purificarea şi dezodorizarea gazelor, uscarea gazelor

În vederea separării prin adsorbție, se aplică următoarele procedee:

a) *Adsorbția statică*, în care adsorbentul (sub formă de praf sau granule de dimensiuni mici) este introdus în fluidul conținînd componentul care urmează să fie adsorbit; după terminarea adsorbției, adsorbantul este condus la filtrare sau sedimentare (pentru eliberarea componentului adsorbit), apoi la regenerare, în vederea unei noi utilizări. Procedeul se aplică la purificarea lichidelor.

b) *Adsorbția dinamică*, în care fluidul supus separării este trecut prin stratul de material adsorbent, după care se face desorbția (și în același timp regenerarea) prin încălzirea adsorbentului, apoi răcirea lui, pentru utilizarea într-un nou ciclu de adsorbție. Procedeul se aplică la separarea unor componenți din amestecurile de gaze (v. fig. 5.1, *a*, *b*, *c*).

c) *Adsorbția continuă*, în care adsorbantul și amestecul gazos supus separării circulă în contracurent, în regim staționar, în instalații tip coloană sau în alte tipuri de utilaje cu funcționare continuă (v. fig. 5.1, *d*, *e*,).

O adsorbție continuă îmbunătățită este hipersorbția: în coloana de hipersorbție este recirculată o parte din adsorbatul pur, în calitate de reflux.

B. UTILAJE PENTRU ADSORBȚIE

Construcția generală a utilajelor și instalațiilor pentru adsorbție corespunde procedeelor de adsorbție enunțate.

În figura 5.1 și în tabela 5.2 se indică principalele tipuri constructive de utilaje și instalații pentru adsorbție și condițiile generale constructiv-funcționale impuse acestora.

C. EXPLOATAREA ȘI ÎNTREȚINEREA UTILAJELOR PENTRU ADSORBȚIE

Exploatarea și întreținerea utilajelor și instalațiilor de adsorbție se face în conformitate cu instrucțiunile de exploatare, asigurîndu-se respectarea strictă a normelor departamentale de protecție a muncii și pază contra incendiilor. Potrivit elementelor referitoare la modul de lucru și la condițiile impuse în funcționare indicate în tabela 5.2, supravegherea corectă a funcționării implică:

— Supravegherea stării funcționale a adsorberului și a utilajelor anexe (modul de lucru, etanșări, alimentare cu amestec gazos, evacuarea gazului desorbit, starea fizică a adsorbentului).

— Urmărirea continuă a parametrilor de lucru (debite, concentrații ale amestecului la intrarea în adsorber, debitul de gaz desorbit, purita-

Fig. 5.1. **Tipuri principale de utilaje şi instalaţii pentru adsorbţie (scheme)**

Tabela 5.2

Schemele de principiu și modul de lucru la utilajele pentru adsorbție

Categoria de utilaj	Schema utilajului (instalației)	Modul de lucru	Condiții constructive și funcționale
A *Utilaje destinate adsorbției dinamice* (cu funcționare discontinuă)	Fig. 5.1 *a*. Instalație de adsorbție cu funcționare pseudo-continuă: *1, 2* — adsorbere; *3* — condensator; *4* — separator; *5* — rezervor de gaz; *6* — suflantă; *7* — calorifer pentru încălzirea aerului	*Adsorberul 1*: *Adsorberul 2* I adsorbție — II • desorbție și regenerare (cu vapori de apă) cu trecerea gazelor desorbite și a vaporilor de apă la condensator separator și rezervor de gaz II — III • uscare cu aer cald și răcire III — I • adsorbție I ⋮ ș.a.m.d. — II ⋮ ș.a.m.d.	• construcție corespunzătoare la grătarele de susținere a adsorbentului; • cantitate optimă de adsorbent, calități corespunzătoare ale adsorbentului; • montaj corect la conducte, vane, robinete, etanșări • construcție adecvată a condensatorului și separatorului • izolații termice la conducte • presiuni și temperaturi corespunzătoare în adsorbere • temperaturi optime la apa de răcire • regenerare corespunzătoare (debit și temperatură optimă a aburului) • debit și presiune optimă a gazului brut, la intrarea în adsorber • răcire corespunzătoare a adsorbentului
	Fig. 5.1 *b*. Adsorber vertical cu cărbune activ: *1* — corpul adsorberului; *2* — grătar pentru susți-	Etape: I Adsorbția: amestecul gazos intră prin conducta *4*, străbate grătarul *2* și pătrunde în masa adsorbentului; componentul util	• Etanșare corectă la asamblările demontabile, montaj corect la racorduri și conducte; • distribuție corectă a adsorbentului pe grătar;

continuare tabela 5.2

Categoria de utilaj	Schema utilajului (instalației)	Modul de lucru	Condiții constructive și funcționale
	nerea stratului; *3*—țeavă găurită pentru distribuția aburului și a aerului; *4* — intrarea amestecului gazos; *5* — ieșirea gazelor neadsorbite; *6* — evacuarea umidității	este reținut la suprafața adsorbentului, restul de gaz iese prin racordul *5*. II Desorbția și regenerarea: prin țeava perforată *3* se introduce abur care străbate grătarul *2* și pătrunde în masa adsorbentului; componentul util este desorbit și este evacuat prin racordul *5* III Răcirea adsorbentului: prin aceeași țeavă *3* se introduce aer în vederea răcirii și uscării adsorbentului	● construcție adecvată a grătarului; ● presiune și debit corespunzător la alimentarea cu amestec gazos; ● presiune și debit corespunzător la alimentarea cu abur pentru desorbție și regenerare; ● presiune și debit corespunzător pentru aerul de răcire a adsorberului ● montajul corect la instalațiile anexe: ventilatoare, compresoare, sursa de abur
	Fig. 5.1 *c.* Adsorber cu strat cilindric de adsorbent: *1* — corpul adsorberului; *2* — stratul de adsorbent	I Adsorbția: amestecul gazos străbate radial stratul de adsorbent; restul de gaz neadsorbit este evacuat pe la baza aparatului; II Desorbția: la baza aparatului este introdus aburul de desorbție și regenerare; împreună cu adsorbatul, este evacuat pe la partea superioară. III Răcirea adsorbentului: aerul de răcire și uscare are același traseu ca aburul	● Etanșări corecte la îmbinările demontabile ● dispunere corectă a stratului cilindric de adsorbent ● regenerare corectă a adsorbentului (presiune și debit corespunzător la aburul de regenerare) ● răcire corespunzătoare (presiune și debit la aerul de răcire) ● presiune, debit și compoziție corespunzătoare a amestecului inițial ● calitate corespunzătoare a adsorbentului

continuare tabela 5.2

Categoria de utilaj	Schema utilajului (instalației)	Modul de lucru	Condiții constructive și funcționale
B *Utilaje și instalații destinate adsorbției continue*	Fig. 5.1 *d.* Instalație de adsorbție continuă cu gel de silice: *1* — adsorber; *2* — desorber; *3* — condensator; *4* — suflantă; *5* — răcitor; *6* — ciclon; *7* — separator de praf; *8* — exhaustor; *9* — transportor elicoidal	Instalația adsoarbe vaporii din aer: › Adsorbentul circulă descendent, în contracurent cu aerul supus separării; ● după adsorbție (în coloana *1*), silicagelul este trecut în desorberul *2*, care este un uscător cu rafturi, iar pulberea de silicagel coboară de pe un raft pe altul. Vaporii de apă (componentul adsorbit) sînt conduși la condensatorul *3* ● cu transportorul elicoidal *9* și cu suflanta *4*, silicagelul este condus în răcitorul *5*, apoi trece la vîrful coloanei pentru o nouă adsorbție	● Etanșări corecte la îmbinările demontabile, montaj corect la conducte și racorduri; ● Cantitate și calitate corespunzătoare de adsorbent, regenerare corectă a adsorbentului (funcționare optimă a uscătorului), răcire corespunzătoare a adsorbentului (funcționare optimă a răcitorului, suflantei); ● Temperaturi și presiuni optime în coloana de adsorbție; ● Funcționare corespunzătoare a condensatorului, ciclonului, exhaustorului

continuare tabela 5.2

Categoria de utilaj	Schema utilajului (instalației)	Modul de lucru	Condiții constructive și funcționale
	e. Instalație de adsorbție continuă în strat fluidizat: *1* — adsorber; *2* — desorber; *3* — răcitor; *4* — cicloane	• Fluidizarea adsorbentului se realizează cu amestecul de gaz introdus pe la baza adsorberului *1*. În acest vas se produce adsorbția • Desorbția se face în desorberul *2* (lucrînd tot în strat fluidizat), de unde adsorbentul este transportat pneumatic în recipientul *5*, unde, datorită secțiunii mari a acestuia, se produce scăderea vitezei amestecului gaz-granule și deci separarea granulelor de gazul desorbit • În ciclon se face separarea pulberii fine de gazul desorbit; • Răcirea se face în răcitorul *3* unde adsorbentul intră prin cădere liberă; • Din răcitor, adsorbentul cade în adsorber și ciclul reîncepe	• Etanșări corecte la îmbinările demontabile; legături corecte la conducte, racorduri, ramificații • Presiuni și debite corespunzătoare ale amestecului gazos • Temperaturi și debite optime la agenții termici din desorber și răcitor în vederea unei regenerări și răciri corespunzătoare • Calitate corespunzătoare a adsorbentului; • Secțiuni optime la conducte și recipiente • Funcționare corectă a cicloanelor și a instalației de alimentare cu gaz supus separării

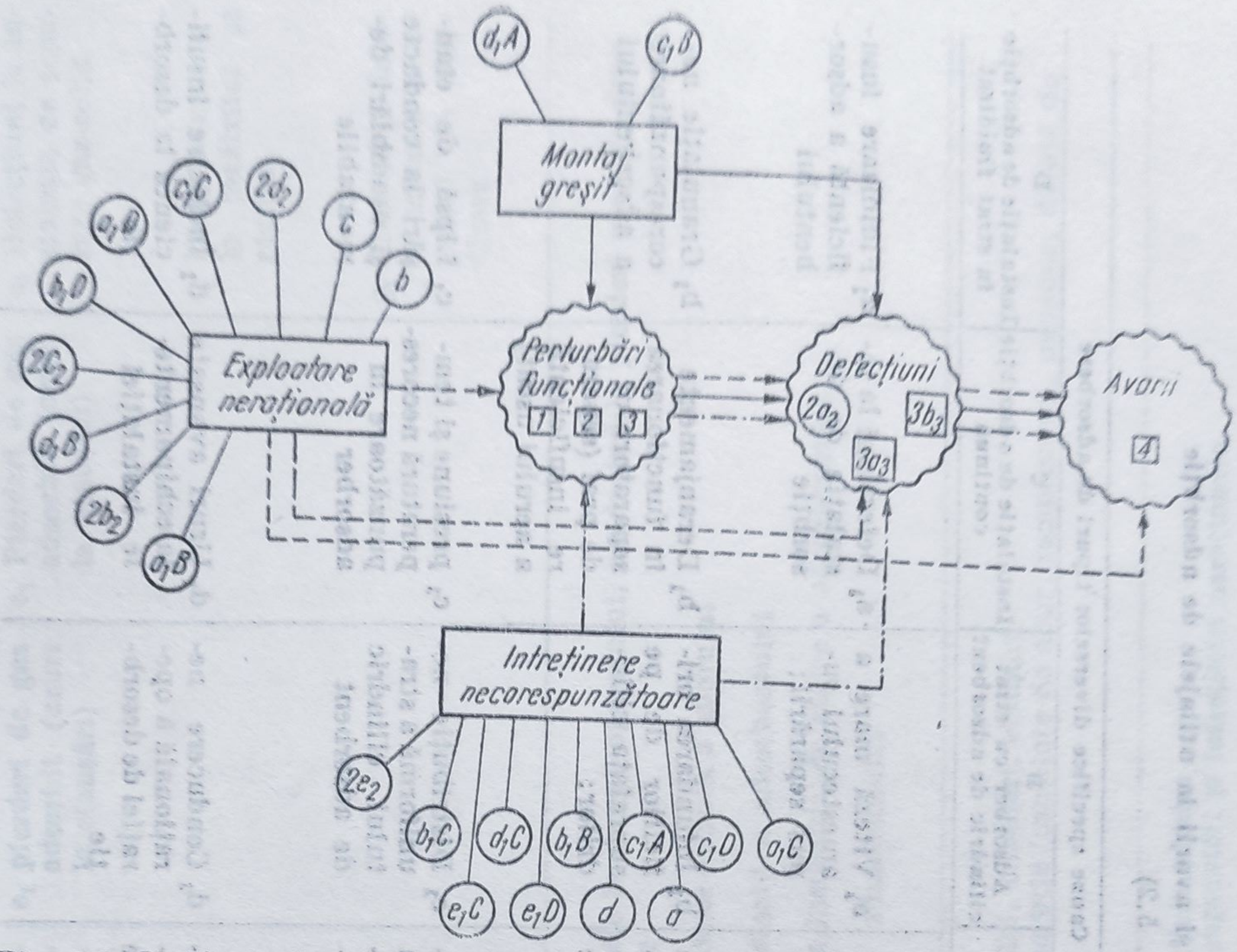


Fig. 5.2. **Incidente funcționale în exploatarea utilajelor de adsorbție (v. tab. 5.3).**

tea gazului desorbit, temperatura și presiunile de lucru în diverse etape ale adsorbției).

— Respectarea condițiilor de tehnica securității muncii în timpul desfășurării procesului.

În tabela 5.3 și în figura 5.2 sînt arătate aspecte ale diverselor perturbări funcționale, defecțiuni sau avarii posibile în funcționarea utilajelor de adsorbție, subliniindu-se dependențele dintre cauzele — complexe și diversificate — ale acestor incidente și efectele lor.

Verificarea cunoștințelor

1. **Care sînt cauzele, legate de o exploatare nerațională care generează stări de uzură avansate la un adsorber cu funcționare continuă? Ce consecință au asemenea uzuri asupra desfășurării procesului?**
2. **Cum se poate ajunge la scăderea eficienței adsorbției în cazul unui adsorber vertical cu cărbune, dacă se constată greșeli de conducere a procesului?**
3. **Într-un adsorber cu strat cilindric de adsorbent, se constată o scădere a eficienței de separare (scade cantitatea de component desorbit). Care sînt cauzele legate de o exploatare nerațională? Se pot produce avarii?**

Tabela 5.3

Perturbări funcţionale, defecţiuni şi avarii la utilajele de adsorbţie
(v. fig. 5.2)

Incidentul funcţional	Cauze generale comune tuturor utilajelor	Cauze specifice diverselor tipuri de adsorbere			
		A Adsorber vertical cu cărbune activ	B Adsorber cu strat cilindric de adsorbent	C Instalaţie de adsorbţie continuă	D Instalaţie de adsorbţie în strat fluidizat
1. Adsorbţie neeficientă (concentraţie scăzută a adsorbatului în adsorbent)	a. Capacitate scăzută de adsorbţie a adsorbentului	a_1 Înfundarea (fisurarea ţevii de intrare a aburului;	a_1 Viteză mare a amestecului supus separării;	a_1 Defecţiuni la instalaţia de desorbţie	a_1 Fluidizare insuficientă a adsorbentului
	b. Cantitate scăzută de adsorbent	b_1 Uzuri avansate la ţeava centrală de alimentare cu amestec gazos;	b_1 Înfundarea orificiilor de pe suprafaţa cilindrilor;	b_1 Deranjamente în funcţionarea separatorului de praf (separare insuficientă a aerului uscat)	b_1 Granulaţie necorespunzătoare a adsorbentului
	c. Selectivitate scăzută a adsorbentului faţă de componenta adsorbită	c_1 Înfundarea racordului pentru evacuarea condensului la regenerarea cu abur);	c_1 Distribuţie neuniformă a stratului cilindric de adsorbent	c_1 presiune şi temperatură necorespunzătoare în adsorber	c_1 Lipsă de etanşări la conducte şi asamblări demontabile
	d. Defecţiuni la instalaţia de alimentare cu amestec gazos supus separării	d_1 Distribuţie neraţională a adsorbentului pe grătar;	d_1 Conducere neraţională a operaţiei de desorbţie	d_1 Uzuri avansate la echipamentele instalaţiei	d_1 Încălzire insuficientă la desorbţie

	e. Pierderi de gaz în adsorbent (uzuri la etanşări) f. Debit şi presiune necorespunzătoare a amestecului supus separării	e_1 Debit şi presiune necorespunzătoare a aburului la desorbţie	e_1 pierderi de gaz adsorbit (uzuri la etanşări)	e_1 Pierderi de gaz adsorbit (uzuri la etanşări)	e_1 Defecţiuni la instalaţia de separare gaz-solid f_1 Uzuri avansate la încălzitor şi răcitor g_1 Presiuni şi debite scăzute la agentul de fluidizare
2. Capacitate scăzută de adsorbţie a adsorbentului	–	a_2 – Uzuri avansate la corpul aparatului, conducînd la pierderi mari de abur la regenerare b_2 – debit şi presiune scăzută a aburului c_2 – răcire insuficientă a adsorbentului d_2 – defecţiuni la instalaţia de răcire a adsorbentului e_2 – îmbătrînirea adsorbentului			
3. Pierderi de component adsorbit (în timpul desorbţiei)	a_3 – Uzuri avansate la corpul aparatului, îmbinări, etanşări, b_3 – regim necorespunzător pentru desorbţie (cantitate de abur, temperatură, presiune, durată de desorbţie)				
4. Avarii la corpul aparatului	a_4 – presiuni şi temperaturi peste limitele admise b_4 – uzuri avansate ca urmare a unei exploatări şi întreţineri neraţionale				

Capitolul 6

FLUIDIZAREA

Fluidizarea este procedeul prin care se conferă materialelor solide granulare sau pulverulente, dispersate într-un fluid denumit „agent de fluidizare" (în general un gaz), proprietăţi similare cu cele ale fluidelor.

Asemenea materiale sînt aduse în „stare fluidizată" trecînd, prin stratul de material, un curent ascendent de fluid. Ca urmare a „fluidizării" particulelor, acestea participă mult mai intens la diversele reacţii chimice sau procese fizice care se desfăşoară în interiorul aparatelor, ceea ce face ca fluidizarea să constituie o tehnică modernă de lucru, menită să conducă la intensificarea proceselor chimice şi fizice.

A. MECANISMUL ŞI DESFĂŞURAREA PROCESULUI

La trecerea curentului ascendent de gaz prin masa de material pulverulent, în vederea fluidizării acestuia, apar diverse stări de fluidizare, în funcţie de viteza gazului (fig. 6.1):

— La viteze mici ale gazului, acesta pătrunde printre particule dar nu le deplasează; în această formă de „strat fix", solidele (granulele) intră în operaţii de contact în sisteme gaz-solid sau lichid-solid (de exemplu, reacţii cu catalizator în strat fix).

— Mărind viteza gazului, deşi stratul rămîne fix, se observă o expandare a acestuia crescînd corespunzător pierderea de presiune la trecerea gazului prin strat. La o anumită viteză a gazului, pierderea de presiune devine egală cu presiunea corespunzătoare greutăţii stratului; această stare corespunde începutului fluidizării, cînd granulele stratului sînt susţinute de curentul de gaz şi nu se mai sprijină pe granulele inferioare ale stratului.

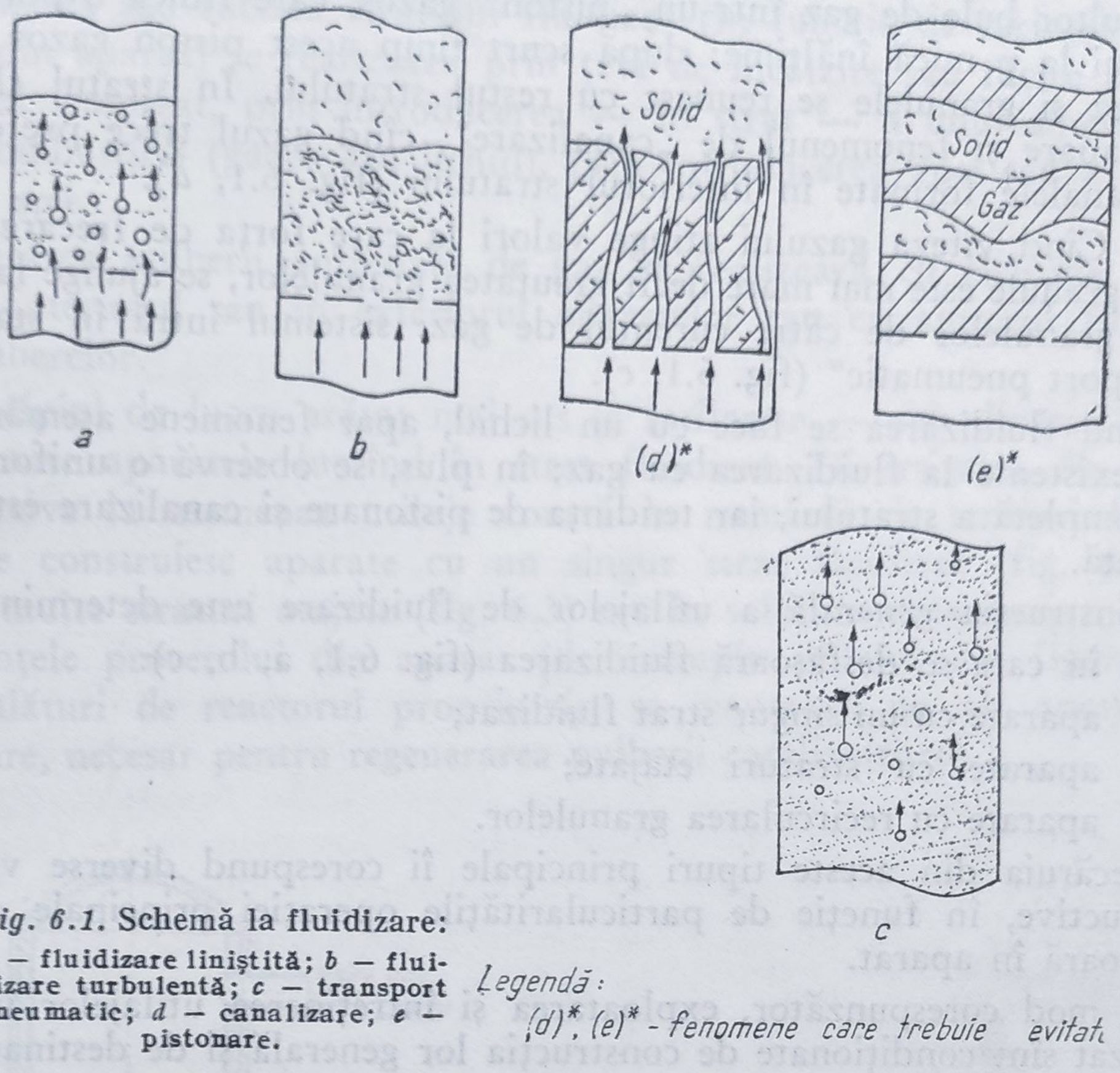


Fig. 6.1. Schemă la fluidizare:
a — fluidizare liniştită; *b* — fluidizare turbulentă; *c* — transport pneumatic; *d* — canalizare; *e* — pistonare.

— La viteze mai mari ale gazului, granulele capătă tendinţa de a fi antrenate de curentul de gaz; în consecinţă, stratul îşi măreşte volumul, dar mărirea volumului duce la micşorarea vitezei locale deci granula revine la poziţia iniţială. În mod continuu, în interiorul stratului, au loc asemenea mişcări, granulele schimbîndu-şi aşezarea în strat. Acest regim de fluidizare corespunde stării de „fluidizare liniştită" (fig. 6.1, a) sau „fluidizare omogenă". În fluidizarea liniştită, sistemul se caracterizează prin: a) deplasări mici ale granulelor în jurul unei poziţii medii; b) mobilitate asemănătoare lichidelor (sistemul poate să curgă prin deversoare); c) presiuni hidrostatice exercitate asupra unui corp solid afundat în strat.

— La viteze şi mai mari ale gazului, stratul se află într-o stare de agitare intensă, bule mari de gaz străbat stratul fluidizat şi antrenează particule fine. Delimitarea între stratul fluidizat şi faza gazoasă superioară este incertă, sistemul se află în stare de „fluidizare turbulentă" (fig. 6.1, b). În fluidizarea turbulentă poate apare fenomenul de „pistonare" (fig. 6.1, e), în situaţia în care raportul dintre diametrul recipientului şi înălţimea acestuia, are valori mici. Pistonarea constă în reunirea

mai multor bule de gaz într-un „piston“ gazos, care ridică o porţiune a stratului la o mică înălţime; după scurt timp acest piston gazos se dispersează şi granulele se reunesc cu restul stratului. În stratul fluidizat poate apare şi fenomenul de „canalizare“, cînd gazul trece preferenţial prin canalele formate în interiorul stratului (fig. 6.1, *d*).

— Cînd viteza gazului atinge valori la care forţa de frecare dintre gaz şi granule este mai mare decît greutatea granulelor, se ajunge la antrenarea granulelor de către curentul de gaz: sistemul intră în starea de „transport pneumatic“ (fig. 6.1, *c*).

Cînd fluidizarea se face cu un lichid, apar fenomene asemănătoare celor existente la fluidizarea cu gaz; în plus, se observă o uniformizare mai completă a stratului, iar tendinţa de pistonare şi canalizare este mult atenuată.

Construcţia generală a utilajelor de fluidizare este determinată de modul în care se desfăşoară fluidizarea (fig. 6,1, a, b, c):

— aparate cu un singur strat fluidizat;

— aparate cu straturi etajate;

— aparate cu recircularea granulelor.

Fiecăruia din aceste tipuri principale îi corespund diverse variante constructive, în funcţie de particularităţile operaţiei principale care se desfăşoară în aparat.

În mod corespunzător, exploatarea şi întreţinerea utilajelor în strat fluidizat sînt condiţionate de construcţia lor generală şi de destinaţia lor.

B. UTILAJE ŞI INSTALAŢII PENTRU FLUIDIZARE

Indiferent de tipul constructiv, principiul de lucru al utilajelor în strat fluidizat este următorul: în interiorul aparatului, construit potrivit destinaţiei sale (reacţii chimice sau procese fizice) se alimentează materialul — pulbere sau granule. Alimentarea cu material se face în zonele situate deasupra plăcilor poroase (sau cu orificii) montate la baza aparatului, astfel încît, prin introducerea sub placa poroasă a agentului de fluidizare, aceasta este fin distribuit în masa de material aducînd-o în stare fluidizată. Presiunea (deci viteza) agentului de fluidizare se alege în funcţie de starea de fluidizare dorită. Caracterul pseudofluid al stratului fluidizat (comportarea asemănătoare cu cea a fluidelor) şi amestecarea intensă dintre agentul de fluidizare şi particulele de material, constituie condiţiile avantajoase pentru desfăşurarea procesului principal din aparat.

Încălzirea sau răcirea stratului fluidizat (în funcţie de cerinţele procesului din aparat) se realizează prin ţevi de încălzire sau răcire plasate în stratul fluidizat, prin introducerea — în strat — a unui amestec de aer şi combustibil (gazos sau lichid), prin introducerea apei sau a vaporilor de apă.

Separarea pulberii antrenate de gaz se realizează cu cicloane montate în interiorul sau în exteriorul aparatelor sau cu ajutorul filtrelor sau scruberelor.

Principiul de lucru arătat mai sus se întîlneşte — sub diverse forme — la toate aparatele lucrînd în strat fluidizat. Diversitatea de tipuri constructive la asemenea utilaje constă în numărul de straturi fluidizate (se construiesc aparate cu un singur strat fluidizat (fig. 6.2) şi cu mai multe straturi etajate (fig. 6.3) sau în soluţiile constructive legate de cerinţele procesului din aparat (de exemplu utilajul din figura 6.4 unde, alături de reactorul propriu-zis, se montează un alt aparat de fluidizare, necesar pentru regenerarea pulberii catalizatoare).

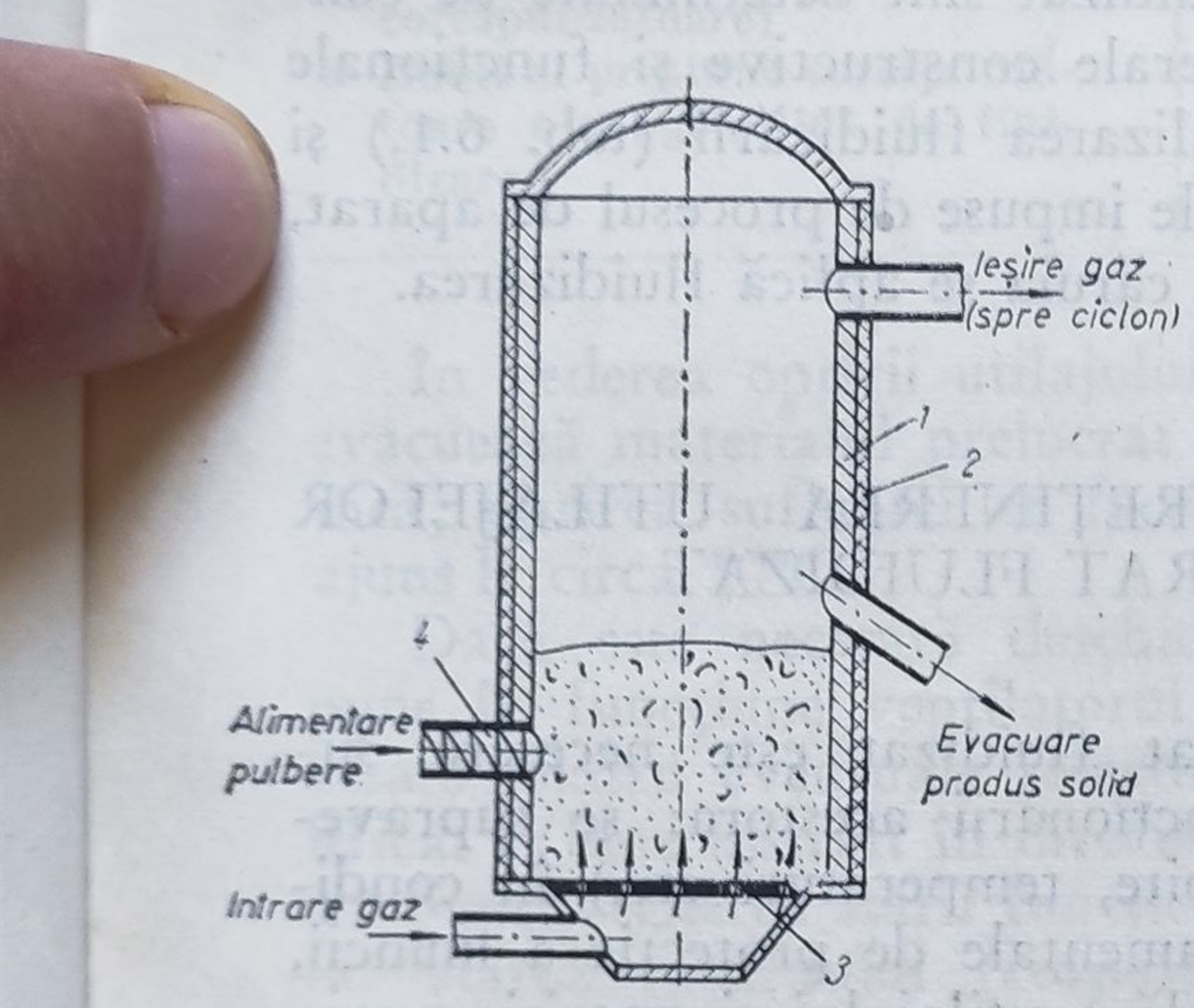
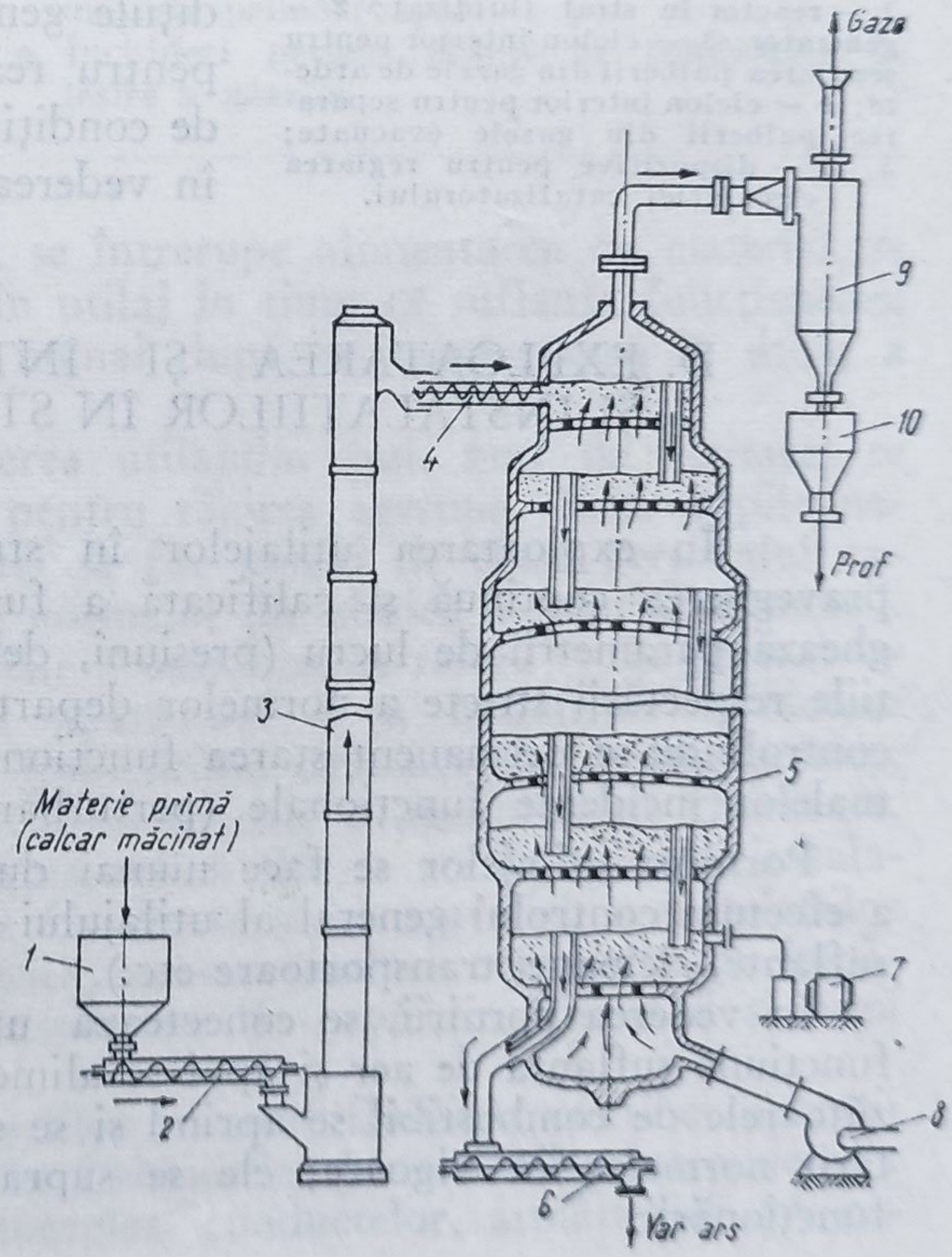


Fig. 6.2. **Aparat cu un singur strat fluidizat.**

Fig. 6.3. **Instalaţie de fluidizare cu straturi etajate, pentru arderea calcarului:**

1 — siloz pentru calcarul măcinat; *2* — dozator; *3* — elevator; *4* — transportor; *5* — reactor în strat fluidizat; *6* — transportor elicoidal pentru evacuarea produsului; *7* — pompă de combustibil; *8* — suflantă; *9* — ciclon; *10* — siloz de praf.



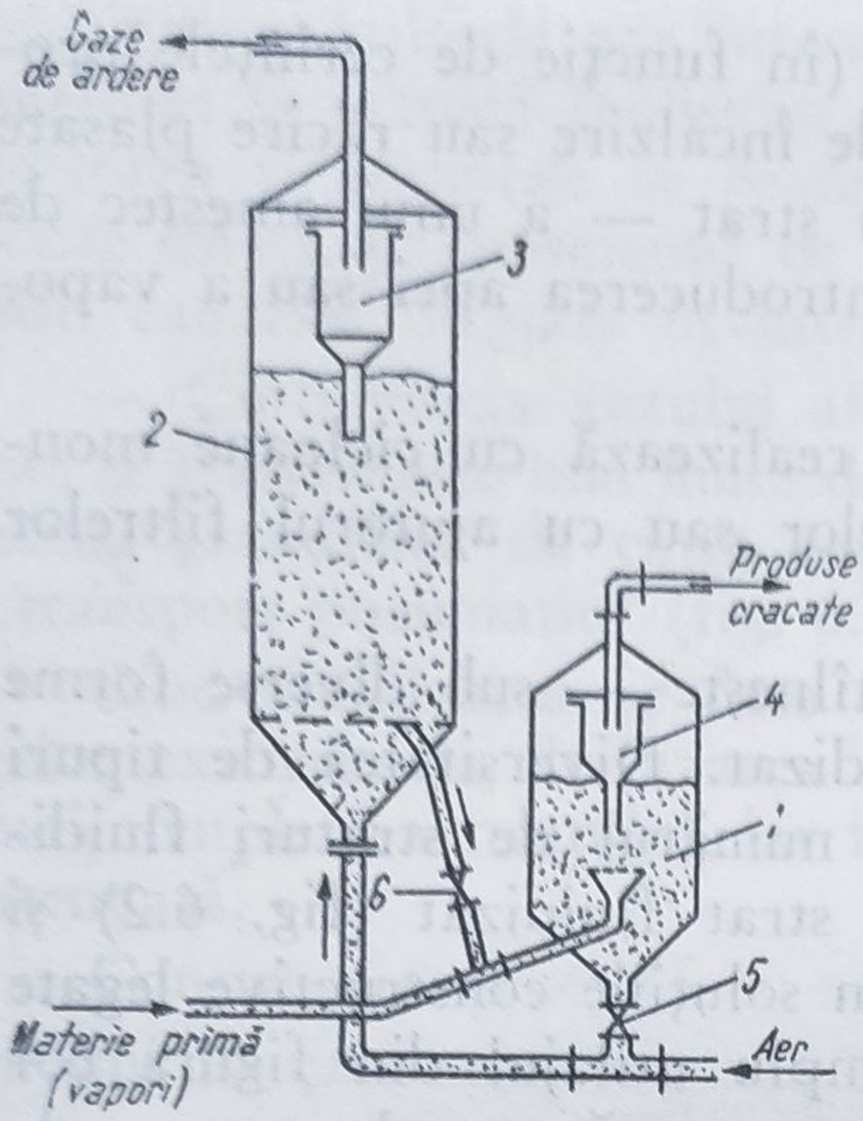


Fig. 6.4. Schema instalaţiei de cracare catalitică în strat fluidizat:

1 — reactor în strat fluidizat; *2* — generator; *3* — ciclon interior pentru separarea pulberii din gazele de ardere; *4* — ciclon interior pentru separarea pulberii din gazele evacuate; *5*, *6* — dispozitive pentru reglarea circulaţiei catalizatorului.

Din schemele de principiu ale utilajelor indicate în figura 6.2, 6.3 şi 6.4 rezultă modul de lucru al acestora şi principalele condiţii constructive şi funcţionale; acestea sînt enunţate în tabela 6.1.

C. ELEMENTELE DE CONSTRUCŢIE ŞI MONTAJ LA UTILAJELE ŞI INSTALAŢIILE ÎN STRAT FLUIDIZAT

Elementele generale de construcţie şi montaj la utilajele şi instalaţiile lucrînd în strat fluidizat sînt determinate de condiţiile generale constructive şi funcţionale pentru realizarea fluidizării (tab. 6.1.) şi de condiţiile impuse de procesul de aparat, în vederea căruia se aplică fluidizarea.

D. EXPLOATAREA ŞI ÎNTREŢINEREA UTILAJELOR ŞI INSTALAŢIILOR ÎN STRAT FLUIDIZAT

În exploatarea utilajelor în strat fluidizat este necesară supravegherea continuă şi calificată a funcţionării acestora: se supraveghează parametrii de lucru (presiuni, debite, temperaturi etc.) în condiţiile respectării stricte a normelor departamentale de protecţie a muncii, controlîndu-se permanent starea funcţională a utilajului şi apariţia eventualelor incidente funcţionale (perturbări de regim, defecţiuni, avarii).

Pornirea utilajelor se face numai după ce personalul de întreţinere a efectuat controlul general al utilajului şi al instalaţiilor anexe (pompe, suflante, cicloane, transportoare etc.).

În vederea pornirii, se conectează utilajul la instalaţie, se pune în funcţiune suflanta de aer şi apoi se alimentează utilajul cu material. Arzătoarele de combustibil se aprind şi se sting numai în condiţiile respectării normelor în vigoare; ele se supraveghează permanent în timpul funcţionării.

Tabela 6.1

Condiţii principale constructive şi funcţionale impuse utilajelor în strat fluidizat

Condiţii generale	Condiţii specifice
• Rezistenţă mecanică a carcasei • Etanşare perfectă la îmbinările demontabile • Dimensiuni şi formă adecvate la orificiile plăcilor perforate • Temperatură optimă de lucru • Legături corecte la instalaţiile anexe (cicloane silozuri, transportoare, pompe, suflante) • Cantitate optimă de material pulverulent (alimentare corespunzătoare) • Debit şi presiune corespunzătoare ale agentului de fluidizare	A. **Aparat cu un singur strat fluidizat** Montaj corect al ţevilor de ieşirea gazului (spre ciclon) şi evacuarea produsului; etanşări optime la conductele de gaz B. **Aparat cu straturi etajate** • Plasarea corespunzătoare a ţevilor deversoare • Cantitate optimă de combustibil • Funcţionarea corespunzătoare a transportoarelor (la alimentare şi evacuarea materialului) C. **Instalaţie de cracare catalitică** • Debit şi presiune corespunzătoare pentru materia primă (vapori) • Închideri perfect etanşe la conductele de ieşire a gazelor

În vederea opririi utilajului, se întrerupe alimentarea cu material, se evacuează materialul prelucrat în utilaj în timp ce suflanta funcţionează încă; oprirea suflantei se face numai după ce temperatura în utilaj a ajuns la circa 30°C.

Dacă este necesară deschiderea utilajului (uşi, guri de vizitare) se pune în funcţiune ventilatorul pentru răcirea acestuia. Intervenţiile necesare pentru eventuale remedieri se fac numai de către personalul calificat şi bine instruit în direcţia normelor de tehnică a securităţii muncii.

Supravegherea stării funcţionale a utilajului se referă — în general — la: starea învelişului (corpului aparatului şi a înzidirilor refractare sau protecţiilor anticorosive, a îmbinărilor demontabile, a conductelor, armăturilor, grătarelor, plăcilor de distribuţie a agentului de fluidizare, urmărindu-se continuu funcţionarea suflantelor, a arzătoarelor, a instalaţiilor de alimentare cu agent de fluidizare şi cu material, a instalaţiilor de evacuare, a legăturilor electrice corecte (inclusiv centurile de împământare) şi a dispozitivelor şi sistemelor de protecţie a muncii şi pază contra incendiilor.

Întreţinerea curentă a instalaţiilor în strat fluidizat conţine: operaţii de remedieri ale defecţiunilor la îmbinările demontabile, întreţinere a pompelor, suflantelor, transportoarelor, conductelor, armăturilor (v. ca-

pitolele respective în cadrul cărora s-a arătat conținutul lucrărilor de întreținere curentă).

În ceea ce privește utilajul propriu-zis, problemele de întreținere curentă au conținut corespunzător destinației acestuia (uscătoare, cuptoare, utilaje de cracare etc.). Ele sînt indicate în cartea utilajului și în normativele legale în vigoare.

Verificarea cunoștințelor

1. **Să se arate cauzele probabile, legate de greșelile în manevră (conducere a instalației) care au determinat apariția unor perturbații în regimul de temperaturi, în cazul unui uscător lucrînd în strat fluidizat.**
2. **Ce consecințe ar avea, asupra siguranței funcționale, apariția suprapresiunilor într-un aparat de cracare catalitică în strat fluidizat? De unde ar putea proveni acest fenomen, considerînd că nu s-au produs greșeli de conducere a procesului?**
3. **Să se arate ce consecințe are — pentru desfășurarea fluidizării — alimentarea cu cantități de material, peste limite admise? Dacă încărcarea se face mecanizat, care este cauza probabilă a acestei supraalimentări?**

Capitolul 7

CRISTALIZAREA

Cristalizarea este procesul de obţinere a fazei solide prin solidificarea topiturilor sau prin separarea acestora din soluţiile lor suprasaturate. Cristalizarea este un proces opus dizolvării.

Ca proces de separare din mediu lichid a substanţelor solide dizolvate, cristalizarea constituie unul din mijloacele cele mai importante în obţinerea substanţelor solide în stare pură.

A. MECANISMUL ŞI DESFĂŞURAREA PROCESULUI

Separarea prin cristalizare se bazează pe proprietatea substanţelor solide de a se dizolva într-o anumită măsură (solubilitate limitată) în diferiţi dizolvanţi lichizi. Gradul de solubilitate este determinat de natura chimică a substanţelor, de proprietăţile dizolvantului şi de temperatură. În general, solubilitatea substanţelor solide creşte cu temperatura deşi, la anumite substanţe (cazul hidraţilor cristalini), solubilitatea scade odată cu creşterea temperaturii.

Soluţia care, la temperatura dată, conţine cantitatea maximă posibilă de substanţă dizolvată se numeşte *soluţie saturată.* Scăderea temperaturii unei soluţii saturate, duce la separarea — din soluţie — a unei părţi din substanţa dizolvată; cantitatea de substanţă dizolvată rămasă în soluţie va corespunde stării ei de saturaţie, la temperatura pînă la care s-a răcit soluţia.

Ridicarea temperaturii unei soluţii face posibilă mărirea concentraţiei acesteia în substanţă dizolvată, deoarece soluţia devine nesaturată; în acest caz, concentraţia soluţiei poate fi mărită pînă la atingerea stării de saturaţie.

Procesul de cristalizare se bazează pe relaţia dintre solubilitatea unei substanţe şi temperatură: micşorîndu-se temperatura soluţiei prin răcire,

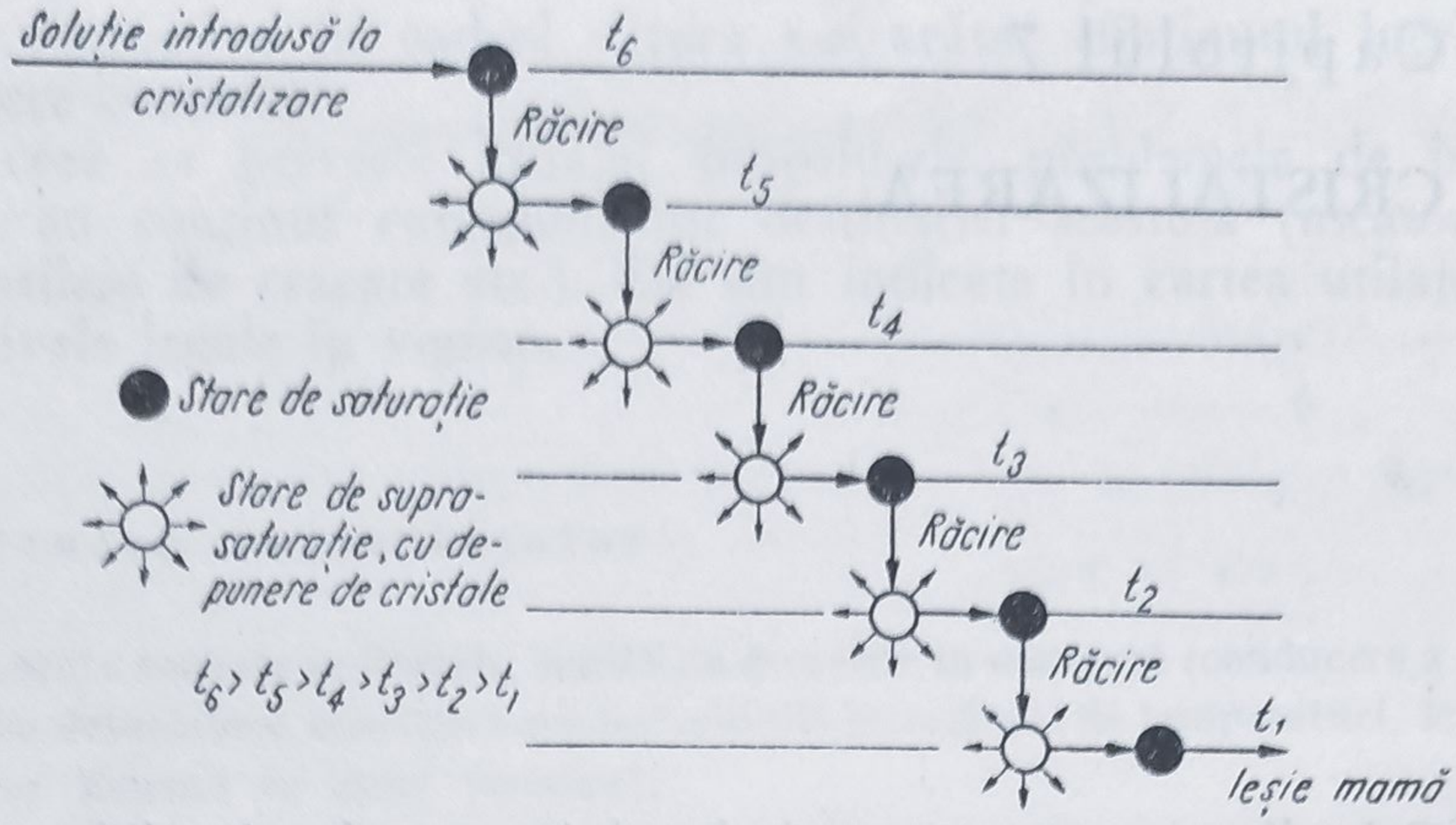


Fig. 7.1. Schemă la mecanismul cristalizării.

sau eliminîndu-se din soluţie o parte din dizolvant (prin vaporizare sau prin fierbere), se distruge echilibrul dintre faze şi soluţia devine supra-saturată: o parte din substanţa dizolvată trece în faza solidă, formînd cristale de o anumită structură (fig. 7.1). Soluţia saturată rămasă în urma separării cristalelor, se numeşte soluţie mamă.

Procesul de cristalizare comportă două stadii distincte: formarea cristalelor (ca urmare a distrugerii echilibrului între faze) şi creşterea cristalelor formate în soluţie.

Formarea cristalelor implică apariţia — în soluţie — a unor centre de cristalizare în jurul cărora încep să se formeze cristalele; apariţia centrelor de cristalizare depinde de intensitatea răcirii, de metoda şi de viteza de agitare a soluţiei, de temperatura soluţiei, de proprietăţile substanţei dizolvate şi de gradul de puritate al acesteia. Numărul de centre de cristalizare influenţează direct forma şi mărimea cristalelor: un număr redus de centre de cristalizare conduce la formarea unor cristale mari, iar creşterea lentă a cristalelor mari duce la forme cristaline cu feţe bine dezvoltate. În cazul în care se formează un număr mare de centre de cristalizare în unitatea de volum a soluţiei, cristalele rezultate au feţe slab dezvoltate (cristale sub formă de ace sau plăci).

În realizarea — pe cale industrială — a cristalizării se ţine seama de factorii care influenţează viteza de formare şi de creştere a cristalelor, pentru a se obţine cristale de dimensiunile dorite.

Procesul de cristalizare decurge mult mai uşor, dacă în soluţie există deja cristale (sau fragmente de cristale fine) din aceeaşi substanţă. De aceea, în soluţie se pot introduce, în prealabil, o anumită cantitate de cristale fine — din substanţa care urmează a fi separată — şi care îndeplinesc rolul de centre de amorsare. Dezvoltarea cristalului — în so-

luţie — implică un aport constant de substanţă solidă spre feţele cristalului; acest transport de substanţă necesar creşterii cristalului se datorează curenţilor de difuziune şi convecţie, apăruţi odată cu creşterea cristalului, ca urmare a diferenţei de concentraţii (şi de densitate) existente în urma cristalizării.

La scară industrială se aplică următoarele metode de cristalizare (de atingere a stării de suprasaturaţie):

a) *Cristalizarea prin răcirea soluţiei* (fără îndepărtarea dizolvantului) se aplică la obţinerea substanţelor a căror solubilitate scade mult prin coborîrea temperaturii. Metoda se utilizează şi în cazul cristalizării substanţelor din topituri.

b) *Cristalizarea prin îndepărtarea parţială a dizolvantului* se aplică la obţinerea substanţelor a căror solubilitate nu depinde de temperatură. În acest caz, o parte din dizolvant este îndepărtată prin:

— vaporizare (transformare în vapori la temperaturi şi presiuni de vapori inferioare temperaturilor de saturaţie);

— evaporare (fierbere la temperatura corespunzătoare presiunii totale a sistemului), care se poate realiza la presiune atmosferică sau în vid.

c) *Cristalizare prin răcire şi îndepărtare parţială a dizolventului.*

B. ELEMENTE DE CALCUL AL PROCESULUI DE CRISTALIZARE

Aspectele de calcul ale procesului de cristalizare se referă la calculul debitelor produselor rezultate în funcţie de condiţiile de desfăşurare a operaţiei şi la calculul regimului de temperaturi şi presiuni.

1. *Bilanţul de materiale*

Pentru cazul cristalizării prin răcire şi îndepărtarea parţială a dizolvantului, bilanţul de materiale se întocmeşte (în baza schemei din figura 7.2) utilizîndu-se următoarele notaţii:

S_0 este debitul soluţiei iniţiale introduse la cristalizare;
C_i — concentraţia soluţiei iniţiale;
K — debitul de cristale obţinute;
S_f — debitul soluţiei-mamă obţinute în urma cristalizării;
C_f — concentraţia soluţiei-mamă;
W — debitul de vapori îndepărtaţi din aparat;
C_K — concentraţia cristalelor.

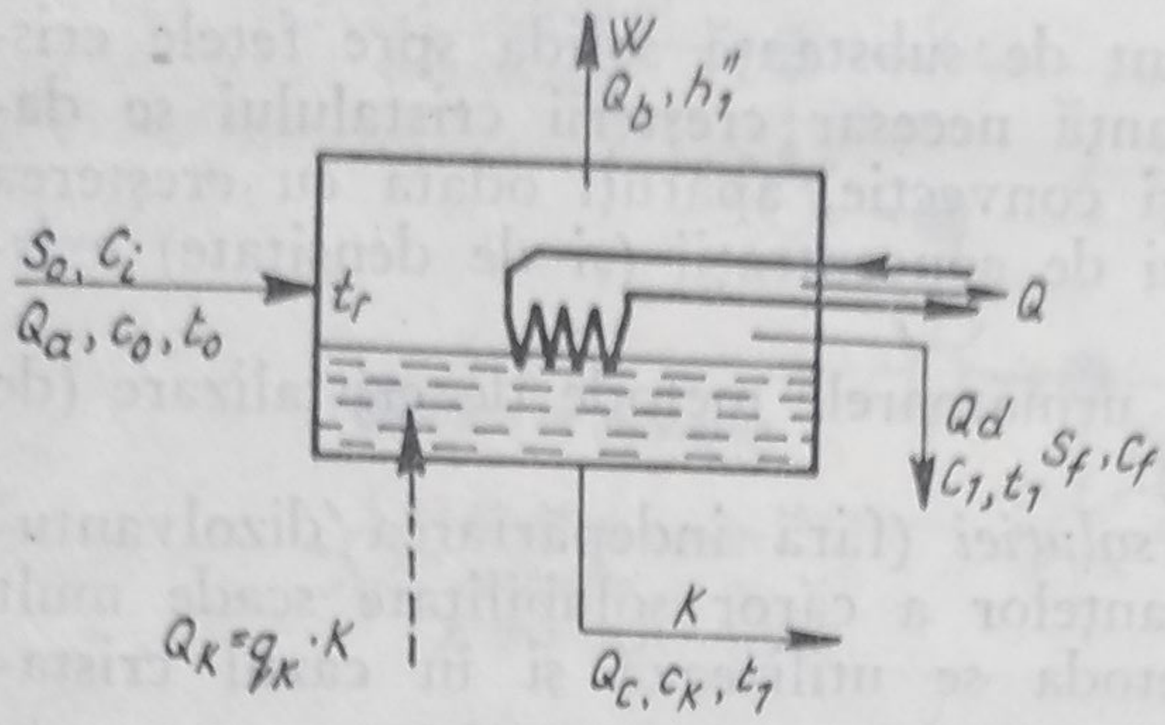


Fig. 7.2. Schemă pentru întocmirea bilanţului de materiale şi a bilanţului termic la operaţia de cristalizare.

Ecuaţia bilanţului total pentru regim staţionar, are forma:

$$S_0 = K + W + S_f \quad (7-1)$$

Bilanţul parţial este:

$$S_0 C_i = S_f \cdot C_f + K \cdot C_K \quad (7-2)$$

În aceste relaţii, debitul agentului de răcire nu s-a luat în consideraţie deoarece el rămîne constant în timpul operaţiei.

2. *Bilanţul termic*

Pentru cazul de mai sus (fig. 7.2), bilanţul termic trebuie să ţină seama de căldurile intrate şi ieşite cu soluţia iniţială, respectiv cu cristalele, soluţia-mamă şi vaporii, de căldura de cristalizare degajată în urma formării cristalelor şi de căldura Q luată de agentul de răcire.

Notînd cu:

t_0 — temperatura de intrare a soluţiei;
t_r — temperatura în cristalizor;
q_K — căldura de cristalizare [J/Kg];
h_1'' — entalpia vaporilor îndepărtaţi [J/Kg];

rezultă:

$$Q_a + Q_K = Q_b + Q_c + Q_d + Q \quad (7-3)$$

$$S_0 \cdot C_0 \cdot t_0 + K \cdot q_K = W \cdot h_1'' + K \cdot c_k \cdot t_1 + S_f \cdot c_1 \cdot t_1 + Q \quad (7-4)$$

Ţinînd seama că:

$$S_0 c_0 = S_f \cdot c_1 + K \cdot c_K + W \cdot c_a$$ (aditivitatea capacităţilor calorice),

şi

$$S_f \cdot c_1 + K \cdot c_K = S_0 \cdot c_0 - W \cdot c_a, \quad (7-5)$$

ecuaţia (7—4) devine:

$$S_0 c_0 (t_0 - t_1) + K \cdot q_K = W (h_1'' - C_a \cdot t_r) + Q \quad (7-6)$$

Pentru cazul cristalizării prin răcire (fără îndepărtarea parţială a dizolvantului), $W = 0$, deci întreaga căldură provenită din răcirea so-

Modul de lucru, principalele condiții constructive și funcționale impuse utilajelor pentru cristalizare

Tabela 7.1

Desfășurarea optimă a procesului de cristalizare

Cerințe funcționale		Modul de lucru	Cerințe constructive	
generale	specifice		specifice	generale
— debit și concentrație optimă a soluției la alimentare	— temperatură și presiune optimă la aburul de încălzire; debit corespunzător de abur de încălzire	**1. Cristalizor prin evaporare:** soluția se alimentează în evaporatorul *3*, unde se concentrează pînă la gradul necesar. Astfel concentrată, este trimisă în vasul *1* și trecută prin sita *2*. Cristalele separate de soluție, se descarcă în exterior.	● toate condițiile constructive impuse evaporatoarelor; etanșări corespunzătoare. ● Înclinare optimă a sitei, construcție adecvată.	
— funcționare corespunzătoare a sistemelor de alimentare și evacuare a materialelor	— funcționare corectă a duzei, a suflantei. — debit optim și presiune corespunzătoare la suflantă, debit optim al aerului comprimat pentru răcire. Amestecare corespunzătoare a soluției în vas. Viteză optimă a benzii transportoare	**2. Turn de cristalizare:** soluția este pregătită (amestecată) în vasul *1* cu agitator *2* și este trimisă prin cădere la baza turnului unde este pulverizată cu duza *5* și răcită cu aerul furnizat de suflanta *4*. Pulverizarea și răcirea duc la vaporizarea parțială a solventului. Cristalele obținute cad la baza turnului, de unde sînt preluate de banda transportoare *6*.	● construcție și caracteristici corespunzătoare la duză, suflantă, bandă transportoare, amestecător	● rezistență mecanică suficientă
		3. Cristalizor cilind[illegible]: tamburul *1*	● Construcție adecvată	● Legături co-

Tabela 7.1

Modul de lucru, principalele condiții constructive și funcționale impuse utilajelor pentru cristalizare

Desfășurarea optimă a procesului de cristalizare

Cerințe funcționale		Modul de lucru	Cerințe constructive	
generale	specifice		specifice	generale
— debit și concentrație optimă a soluției la alimentare	— temperatură și presiune optimă la aburul de încălzire; debit corespunzător de abur de încălzire	**1. Cristalizor prin evaporare:** soluția se alimentează în evaporatorul *3*, unde se concentrează pînă la gradul necesar. Astfel concentrată, este trimisă în vasul *1* și trecută prin sita *2*. Cristalele separate de soluție, se descarcă în exterior.	● toate condițiile constructive impuse evaporatoarelor; etanșări corespunzătoare. ● Înclinare optimă a sitei, construcție adecvată.	
— funcționare corespunzătoare a sistemelor de alimentare și evacuare a materialelor	— funcționare corectă a duzei, a suflantei. — debit optim și presiune corespunzătoare la suflantă, debit optim al aerului comprimat pentru răcire. Amestecare corespunzătoare a soluției în vas. Viteză optimă a benzii transportoare	**2. Turn de cristalizare:** soluția este pregătită (amestecată) în vasul *1* cu agitator *2* și este trimisă prin cădere la baza turnului unde este pulverizată cu duza *5* și răcită cu aerul furnizat de suflanta *4*. Pulverizarea și răcirea duc la vaporizarea parțială a solventului. Cristalele obținute cad la baza turnului, de unde sînt preluate de banda transportoare *6*.	● construcție și caracteristici corespunzătoare la duză, suflantă, bandă transportoare, amestecător	● rezistență mecanică suficientă
				● Legături co-

	— turație optimă la tambur, viteză și debit corespunzător la aerul de răcire, încălzire corespunzătoare în manta (presiune și debit optim de abur de încălzire)	**3. Cristalizor cilindric rotativ:** tamburul *1* se rotește fiind acționat de angrenajul *4*, *5* și grupul motor-reductor *9*. Soluția se alimentează la o extremitate a tamburului, circulă în contracurent cu aerul de răcire și este evacuată la cealaltă extremitate a tamburului. Încălzirea cu abur prin manta este necesară pentru evitarea lipirii cristalelor de suprafața interioară a tamburului.	• Construcția adecvată a tamburului (inclusiv căptușirea interioară) și sprijinirea corespunzătoare pe role (prin intermediul bandajelor). Construcția adecvată a grupului de acționare și a sistemelor de etanșare de la capetele tamburului.	• Legături corecte la instalațiile de alimentare și vacuare a materialelor (soluție, cristale) • Montaj corect la conducte, rezervoare, recipiente, pompe, suflante
— temperatură optimă a soluției — puritate corespunzătoare a soluției	— temperatură și debit corespunzător la soluția alimentată în vas — Depresiune corespunzătoare în vas; — agitare optimă a soluției (turație la arborele amestecătorului)	**4. Cristalizator lucrînd sub vid:** În recipientul *1* se rotește arborele cu palete de agitare *4*, fiind acționat de angrenajul cilindric *8* și *9* și grupul motor-reductor *10*. Depresiunea în vas se obține prin racordarea vasului (prin racordul *3*) la pompa de vid. Soluția se alimentează sub nivelul din vas. Sub efectul depresiunii, soluția devine suprasaturată și depune cristale. Amestecarea este necesară pentru a se menține cristalele în suspensie în timpul creșterii lor.	• Construcție adecvată a vasului și a pompei de vid. Etanșări corespunzătoare. Caracteristici și construcție corespunzătoare la sistemul de acționare (putere, turație).	
	— Debite și temperaturi optime la agenții de răcire	**5. Cristalizor conic:** realizează o cristalizare combinată cu o sortare hidraulică. Soluția suprasaturată intră în aparat prin racordul *3*, apoi în conul de cristalizare *4*. Ambele spații *4* și *11* sînt răcite cu apă. Prin răcire soluția devine suprasaturată și depune cristale. În camera *7* ea este răcită prin serpentina *10* și este evacuată prin racordul *8*. Cristalele mari se depun la baza aparatului în spațiul *11*, de unde sînt evacuate.	• montaj corect la mantalele de răcire, serpentine, racorduri, etanșări.	

	— turaţie optimă la tambur, viteză şi debit corespunzător la aerul de răcire, încălzire corespunzătoare în manta (presiune şi debit optim de abur de încălzire)	**3. Cristalizor cilindric rotativ:** tamburul *1* se roteşte fiind acţionat de angrenajul *4, 5* şi grupul motor-reductor *9*. Soluţia se alimentează la o extremitate a tamburului, circulă în contracurent cu aerul de răcire şi este evacuată la cealaltă extremitate a tamburului. Încălzirea cu abur prin manta este necesară pentru evitarea lipirii cristalelor de suprafaţa interioară a tamburului.	• Construcţia adecvată a tamburului (inclusiv căptuşirea interioară) şi sprijinirea corespunzătoare pe role (prin intermediul bandajelor). Construcţia adecvată a grupului de acţionare şi a sistemelor de etanşare de la capetele tamburului.	• Legături corecte la instalaţiile de alimentare şi vacuare a materialelor (soluţie, cristale) • Montaj corect la conducte, rezervoare, recipiente, pompe, suflante
— temperatură optimă a soluţiei — puritate corespunzătoare a soluţiei	— temperatură şi debit corespunzător la soluţia alimentată în vas — Depresiune corespunzătoare în vas; — agitare optimă a soluţiei (turaţie la arborele amestecătorului)	**4. Cristalizator lucrînd sub vid:** În recipientul *1* se roteşte arborele cu palete de agitare *4*, fiind acţionat de angrenajul cilindric *8* şi *9* şi grupul motor-reductor *10*. Depresiunea în vas se obţine prin racordarea vasului (prin racordul *3*) la pompa de vid. Soluţia se alimentează sub nivelul din vas. Sub efectul depresiunii, soluţia devine suprasaturată şi depune cristale. Amestecarea este necesară pentru a se menţine cristalele în suspensie în timpul creşterii lor.	• Construcţie adecvată a vasului şi a pompei de vid. Etanşări corespunzătoare. Caracteristici şi construcţie corespunzătoare la sistemul de acţionare (putere, turaţie).	
	— Debite şi temperaturi optime la agenţii de răcire	**5. Cristalizor conic:** realizează o cristalizare combinată cu o sortare hidraulică. Soluţia suprasaturată intră în aparat prin racordul *3*, apoi în conul de cristalizare *4*. Ambele spaţii *4* şi *11* sînt răcite cu apă. Prin răcire soluţia devine suprasaturată şi depune cristale. În camera *7* ea este răcită prin serpentina *10* şi este evacuată prin racordul *8*. Cristalele mari se depun la baza aparatului în spaţiul *11*, de unde sînt evacuate.	• montaj corect la mantalele de răcire, serpentine, racorduri, etanşări.	
	— Debit optim al apei	**6. Cristalizor rotativ cu răcire interioară:**	• Construcţie şi mon-	

— Debit optim al apei de răcire; turație optimă a tamburului rotativ, alimentare corectă cu soluție în cuvă	**6. Cristalizor rotativ cu răcire interioară:** în interiorul tamburului rotativ *1* (care se sprijină pe lagăre și este acționat de un grup motor-reductor) se găsește al doilea tambur, fix *2*, prevăzut cu canale pentru circulația apei de răcire. Astfel, în permanență tamburul rotativ *1* este răcit prin interior. Soluția este preluată de tamburul rotativ *1*, este distribuită pe suprafața exterioară a acestuia, se răcește și devine suprasaturată depunînd cristale. Cristalele sînt îndepărtate de pe suprafața exterioară a tamburului cu ajutorul unor cuțite racloare.	● Construcție și montaj corect la lagăre; coaxialitatea fusurilor tamburului; prindere corectă pe fundație, construcție și montaj corect la grupul de acționare, ungere corespunzătoare la lagăre
— Debit optim al apei de răcire; turație optimă la arborele agitatorului.	**7. Cristalizor cu agitator elicoidal.** În jgheabul *1* (acoperit cu capace demontabile) se rotește arborele cu agitator elicoidal *3*. Soluția se alimentează la un capăt al jgheabului, este amestecată continuu și răcită cu apă care circulă prin mantaua de răcire *2*, devenind suprasaturată și depunînd cristale. Soluția-mamă și cristalele sînt evacuate la jgheabul *5*. Agitarea servește la răcire și la menținerea în suspensie a cristalelor, în vederea creșterii lor.	● Construcție corespunzătoare a agitatorului elicoidal. Montaj corect al agitatorului (paralelism, orizontalitate). Sprijinirea corectă a jgheabului pe fundație. Construcție adecvată a sistemului de acționare.
— Turație optimă la agitator, debit și temperatură corespunzătoare a agentului de răcire	**8. Cristalizor cu dispozitiv de amestecare și răcire.** În vasul cilindric vertical *1* echipat cu amestecătorul *2* și cu serpentina de răcire *3* este alimentată soluția care devine, prin răcire, suprasaturată, depunînd cristale. Prin agitare, se asigură o răcire omogenă și posibilitatea creșterii cristalelor. Soluția-mamă și cristalele sînt evacuate la baza aparatului.	● Construcție corespunzătoare a sistemului de amestecare și răcire; montaj corect al agitatorului.

— turație optimă la tambur, viteză și debit corespunzător la aerul de răcire, încălzire corespunzătoare în manta (presiune și debit optim de abur de încălzire)	**3. Cristalizor cilindric rotativ:** tamburul *1* se rotește fiind acționat de angrenajul *4*, *5* și grupul motor-reductor *9*. Soluția se alimentează la o extremitate a tamburului, circulă în contracurent cu aerul de răcire și este evacuată la cealaltă extremitate a tamburului. Încălzirea cu abur prin manta este necesară pentru evitarea lipirii cristalelor de suprafața interioară a tamburului.	• Construcția adecvată a tamburului (inclusiv căptușirea interioară) și sprijinirea corespunzătoare pe role (prin intermediul bandajelor). Construcția adecvată a grupului de acționare și a sistemelor de etanșare de la capetele tamburului.	• Legături corecte la instalațiile de alimentare și vacuare a materialelor (soluție, cristale) • Montaj corect la conducte, rezervoare, recipiente, pompe, suflante
— temperatură și debit corespunzător la soluția alimentată în vas — Depresiune corespunzătoare în vas; — agitare optimă a soluției (turație la arborele amestecătorului)	**4. Cristalizator lucrînd sub vid:** În recipientul *1* se rotește arborele cu palete de agitare *4*, fiind acționat de angrenajul cilindric *8* și *9* și grupul motor-reductor *10*. Depresiunea în vas se obține prin racordarea vasului (prin racordul *3*) la pompa de vid. Soluția se alimentează sub nivelul din vas. Sub efectul depresiunii, soluția devine suprasaturată și depune cristale. Amestecarea este necesară pentru a se menține cristalele în suspensie în timpul creșterii lor.	• Construcție adecvată a vasului și a pompei de vid. Etanșări corespunzătoare. Caracteristici și construcție corespunzătoare la sistemul de acționare (putere, turație).	
— Debite și temperaturi optime la agenții de răcire	**5. Cristalizor conic:** realizează o cristalizare combinată cu o sortare hidraulică. Soluția suprasaturată intră în aparat prin racordul *3*, apoi în conul de cristalizare *4*. Ambele spații *4* și *11* sînt răcite cu apă. Prin răcire soluția devine suprasaturată și depune cristale. În camera *7* ea este răcită prin serpentina *10* și este evacuată prin racordul *8*. Cristalele mari se depun la baza aparatului în spațiul *11*, de unde sînt evacuate.	• montaj corect la mantalele de răcire, serpentine, racorduri, etanșări.	
— Debit optim al apei de răcire; turație op-	**6. Cristalizor rotativ cu răcire interioară:** în interiorul tamburului rotativ *1* (care se	• Construcție și montaj corect la lagăre;	

— temperatură optimă a soluției
— puritate corespunzătoare a soluției

luţiei împreună cu căldura de cristalizare trebuie evacuată prin intermediul agentului de răcire. În cazul cristalizării prin evaporare în vid, $Q=0$, relaţia (7—6) devine:

$$S_0 \cdot c_0 (t_0 - t_1) + K \cdot q_K = W (h_1'' - C_a \cdot t_r), \qquad (7-7)$$

ceea ce arată că întreaga căldură provenită din răcirea soluţiei împreună cu căldura de cristalizare, se consumă pentru evaporarea dizolvantului.

C. UTILAJE PENTRU CRISTALIZARE

Tipurile de utilaje pentru cristalizare, denumite uzual *cristalizoare*, se construiesc în diverse variante constructive ca urmare a diverselor procedee de cristalizare, a particularităţilor multiple ale soluţiilor prelucrate şi a unor diversificate cerinţe de ordin tehnico-economic.

1. *Condiţii principale constructive şi funcţionale impuse utilajelor pentru cristalizare*

În tabela 7.1 se arată principalele cerinţe constructiv-funcţionale impuse diverselor tipuri de utilaje pentru cristalizare la care se corelează modul de lucru specific fiecărui tip de utilaj.

2. *Construcţia utilajelor pentru cristalizare*

Lucrînd toate pe principiul comun al suprasaturării soluţiei (prin răcire sau prin eliminarea parţială a dizolvantului), aceste utilaje se diferenţiază prin echipamentele lor specifice (sisteme de răcire, sisteme de agitare, sisteme de descărcare a cristalelor ş.a.), ceea ce face ca modul de lucru al fiecărui tip de cristalizor să pună probleme specifice de funcţionare şi întreţinere.

În figura 7.3 se prezintă — schematic — cele mai uzuale tipuri de utilaje pentru cristalizare. În tabela 7.2 se arată principalele aspecte de montaj în instalaţie şi probe, la aceste utilaje.

Tabela 7.2

Indicații generale asupra montajului și probei utilajelor pentru cristalizare

Tipul de utilaj	Montarea în instalație, probarea
1. *Cristalizor prin evaporare*	— Montarea în instalație: potrivit schemei generale de montaj. Fixarea pe suporturi, verificarea abaterilor de montaj, consolidarea construcțiilor metalice pentru accesul operatorului la gura de descărcare a cristalelor. — Probare: potrivit instrucțiunilor interne, caietul de sarcini și normelor ISCIR. Se verifică productivitatea, consumul de abur, calitatea produsului (prin probe).
2. *Turn de cristalizare*	— Montarea vasului cu agitator, a suflantei, a compresorului și a transportorului potrivit schemei generale de montaj. Montarea turnului de răcire potrivit proiectului de execuție și montaj. Fixarea și consolidarea construcției. Verificarea abaterilor de montaj. — Probare: se execută probarea separată a echipamentelor instalației (potrivit instrucțiunilor de probă) și apoi a întregii instalații. Se verifică: productivitatea, calitatea, produsului (prin probe), consumul de energie electrică, comportarea echipamentelor (pompe, compresoare, acționarea agitatorului).
3. *Cristalizor cilindric rotativ*	— Montarea în instalație: executarea corectă a legăturilor tehnologice la echipamentele auxiliare anexe, potrivit schemei generale de montaj. Asigurarea înclinării tamburului (pantă 1 : 400) și montarea tamburului pe rolele de sprijin. Montarea grupului de acționare. Verificarea abaterilor de montaj. — Probare: proba de mers în gol verifică comportarea organelor în mișcare, a grupului de acționare, temperatura lagărelor (max. 60°C), consumul specific de energie electrică. Proba de mers în sarcină: verifică același elemente plus productivitatea și calitatea cristalelor (prin probe), comportarea și parametrii de lucru la echipamentelor anexe: pompe, suflante, sisteme de alimentare cu soluție.
4. *Cristalizor lucrînd sub vid*	— Montarea în instalație: executarea corectă a legăturilor tehnologice la echipamentele anexe, potrivit schemei generale de montaj. Montarea grupului de acțilonare verificarea abaterilor de montaj.

Continuare tabela 7.2

Tipul de utilaj	Montarea în instalaţie, probarea
	– Probe: proba de mers în gol verifică comportarea sistemului de acţionare, funcţionarea pompei de vid, consumul specific de energie electrică, temperatura lagărelor. Proba de mers în sarcină verifică aceleaşi elemente plus productivitatea şi calitatea cristalelor, depresiunea în vas turaţia la agitator, alimentarea cu soluţie, evacuarea cristalelor.
5. *Cristalizor conic*	– Montarea în instalaţie: potrivit schemei generale de montaj, cu asigurarea perfectei verticalităţi a utilajului. Executarea legăturilor tehnologice la instalaţiile anexe (pompe). Verificări. – Probare: se execută proba hidraulică în spaţiile prin care circulă agentul de răcire. Proba de funcţionare: verifică temperaturile din mantalele de răcire şi din cristalizor, productivitatea, calitatea cristalelor, consumul de agent de răcire, debitele de alimentare, consumul specific de energie electrică.
6. *Cristalizor rotativ cu răcire interioară*	– Montarea în instalaţie: fixarea corectă pe fundaţie, executarea legăturilor tehnologice la instalaţiile anexe (conform schemei generale de montaj), montarea sistemului de acţionare, verificarea abaterilor de montaj). – Probarea: proba de mers în gol verifică: temperatura de răcire a tamburului rotativ turaţia la tambur, temperatura lagărelor, consumul specific de energie electrică. Proba de mers în sarcină verifică: toate elementele de la proba de mers în gol plus productivitatea, comportarea sistemului de acţionare, a sistemelor de desprindere a cristalelor de pe suprafaţa tamburului, calitatea cristalelor, debitul apei de răcire, debit de alimentare cu soluţie.
7. *Cristalizor cu agitator elicoidal*	– Montarea în instalaţie: potrivit schemei generale de montaj. Executarea legăturilor tehnologice la instalaţiile anexe, fixarea pe fundaţie, montarea grupului de acţionare, verificarea abaterilor de montaj. – Probarea: proba de mers în gol verifică: turaţia la arbore, funcţionarea liniştită, comportarea grupului de acţionare, temperatura lagărelor. Proba de mers în sarcină verifică: aceleaşi elemente ca la proba de mers în gol plus productivitatea, calitatea cristalelor, consumul specific de energie electrică, debitul agentului de răcire calitatea cristalelor.
8. *Cristalizor cu dispozitiv de amestecare şi răcire*	– Ca la punctul 7.

Tabela 7.3

Elemente generale de exploatare și întreținere la utilajele pentru cristalizare

Etape în exploatare	Conținutul general al lucrărilor, ordinea lor
A Pornire	● Utilajele se pornesc fără încărcătură, după un control prealabil al stării generale. Ordinea lucrărilor: pornirea circuitelor de răcire (pompe, suflante), pornirea amestecătoarelor (sau a tamburelor rotative), amorsarea pompelor de vid (la cristalizorul sub vid), alimentarea cu soluție. Se urmăresc parametrii de lucru, pînă la instalarea în funcționare de regim.
B Supravegherea funcționării	● Se urmăresc — prin indicațiile AMC — parametrii de lucru: debite la soluțiile și agenții de răcire, presiunea aerului de răcire, presiunea apei de răcire, turațiile la arborii amestecătoarelor, temperaturile soluțiilor la alimentare, viscozitatea soluțiilor la alimentare, puritate soluției, funcționare liniștită (fără bătăi, zgomote, anormale), presiunile din spațiile de încălzire (fascicul tubular la evaporator), depresiunile din vas (cristalizor sub vid), consumul specific de energie electrică și lubrifiant, temperatura lagărelor, starea etanșărilor, a protecțiilor anticorozive, a conductelor, racordurilor la instalațiile anexe, funcționarea echipamentelor anexe (pompe, suflante, transportoare), prinderea pe fundație a utilajelor, starea izolațiilor termice (după caz), productivitatea, calitatea cristalelor (prin probe).
C Lucrări de întreținere curentă	● Strîngeri, înlocuiri, remedieri la etanșări, izolații. Refacerea centrărilor la grupul de acționare (numai după oprirea utilajului), asigurarea ungerii și răcirii. Orice intervenție asupra organelor în mișcare se face numai după oprirea acestora. Înlocuirea AMC defecte (numai după închiderea robinetelor dinaintea acestora), menținerea curățeniei generale a utilajului.
D Măsuri de tehnica securității muncii și paza contra incendiilor în exploatare	● Exploatarea cristalizoarelor se face numai de către personal calificat și instruit în problemele de protecția muncii și P.C.I. Este obligatorie purtarea echipamentelor de protecție. În încăperile de lucru concentrația vaporilor toxici și temperaturile de lucru trebuie să se încadreze în limitele prescrise. Instalațiile sînt prevăzute cu sisteme de ventilație, mecanizare a transportului de materiale, aparatură de control și reglare automată a parametrilor de lucru (în instalații care prelucrează substanțe toxice). Stațiile de cristalizare din alcool sau alți solvenți inflamabili (sau explozivi) corespund normelor de prevenire a incendiilor și exploziilor.

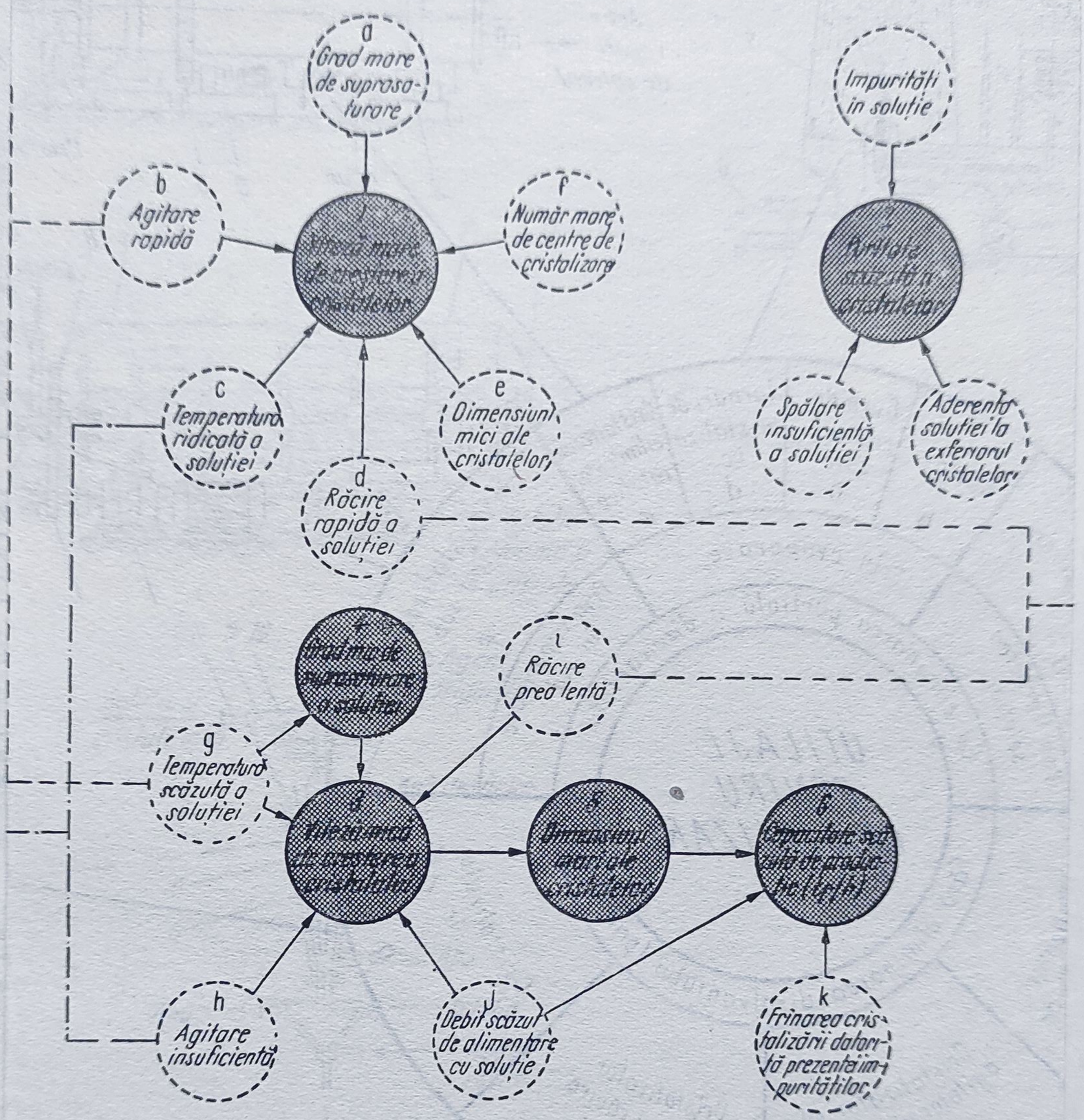


Fig. 7.4. **Incidente funcţionale la utilajele pentru cristalizare.**

I. Temperatura necorespunzătoare a soluției mamă

A	Defecțiuni la instalația de alimentare cu soluție, agitare necorespunzătoare		
	① Regim necorespunzător de fierbere în aparat	② Regim necorespunzător de răcire în cuvă, depuneri excesive pe pereții cuvei	③ Pulverizarea necorespunzătoare a soluției în turn, răcire necorespunzătoare a soluției pulverizate
B	④ Circulație defectuoasă a apei de răcire, izolație necorespunzătoare, depuneri pe pereții tamburului, presiune scăzută a curentului de aer	⑤ Depresiune necorespunzătoare în aparat (lipsă de etanșări, defecțiuni la instalația de vid	⑥ Răcire defectuoasă (defecțiuni la serpentină) agitare necorespunzătoare
	⑦ Condiții necorespunzătoare de răcire în manta, turație necorespunzătoare la agitare, depuneri pe pereți	⑧ Răcire necorespunzătoare (uzuri la circuitul de răcire, agent termic la temperaturi neconvenabile), depuneri pe pereți	⑨ Răcire necorespunzătoare în manta, viteza mare de circulație a soluției, defecțiuni la serpentina de răcire sau în instalația de alimentare cu agent de răcire

II. Agitare necorespunzătoare a soluției

Turații scăzute la arbore: (motor electric uzat, transmisie uzată), viscozitate excesivă a soluției, funcționarea în suprasarcină, uzura brațelor agitatorului pe arbore și al arborelui în lagăre, uzura lagărelor, gripoarea lagărelor, joc mare al agitatorului pe arbore, ruperea arborelui, ruperea agitatorului.

I. Temperaturo necorespunzătoare o soluției mamă

A	Defecțiuni la instalația de alimentare cu soluție, agitare necorespunzătoare		
	① Regim necorespunzător de fierbere în aparat	② Regim necorespunzător de răcire în cuvă, depuneri excesive pe pereții cuvei	③ Pulverizarea necorespunzătoare a soluției în turn, răcire necorespunzătoare a soluției pulverizate
B	④ Circulație defectuoasă a apei de răcire, izolație necorespunzătoare, depuneri pe pereții tamburului, presiune scăzută a curentului de aer	⑤ Depresiune necorespunzătoare în aparat (lipsă de etanșări, defecțiuni la instalația de vid	⑥ Răcire defectuoasă (defecțiuni la serpentină) agitare necorespunzătoare
	⑦ Condiții necorespunzătoare de răcire în manta, turație necorespunzătoare la agitare, depuneri pe pereți	⑧ Răcire necorespunzătoare (uzuri la circuitul de răcire, agent termic la temperaturi neconvenabile), depuneri pe pereți	⑨ Răcire necorespunzătoare în manta, viteză mare de circulație a soluției, defecțiuni la serpentina de răcire sau în instalația de alimentare cu agent de răcire

II. Agitare necorespunzătoare a soluției

Turații scăzute la arbore: (motor electric uzat, transmisie uzată), viscozitate excesivă a soluției, funcționarea în suprasarcină, uzura brațelor agitatorului pe arbore și al arborelui în lagăre, uzura lagărelor, gripareo lagărelor, joc mare al agitatorului pe arbore, ruperea arborelui, ruperea agitatorului.

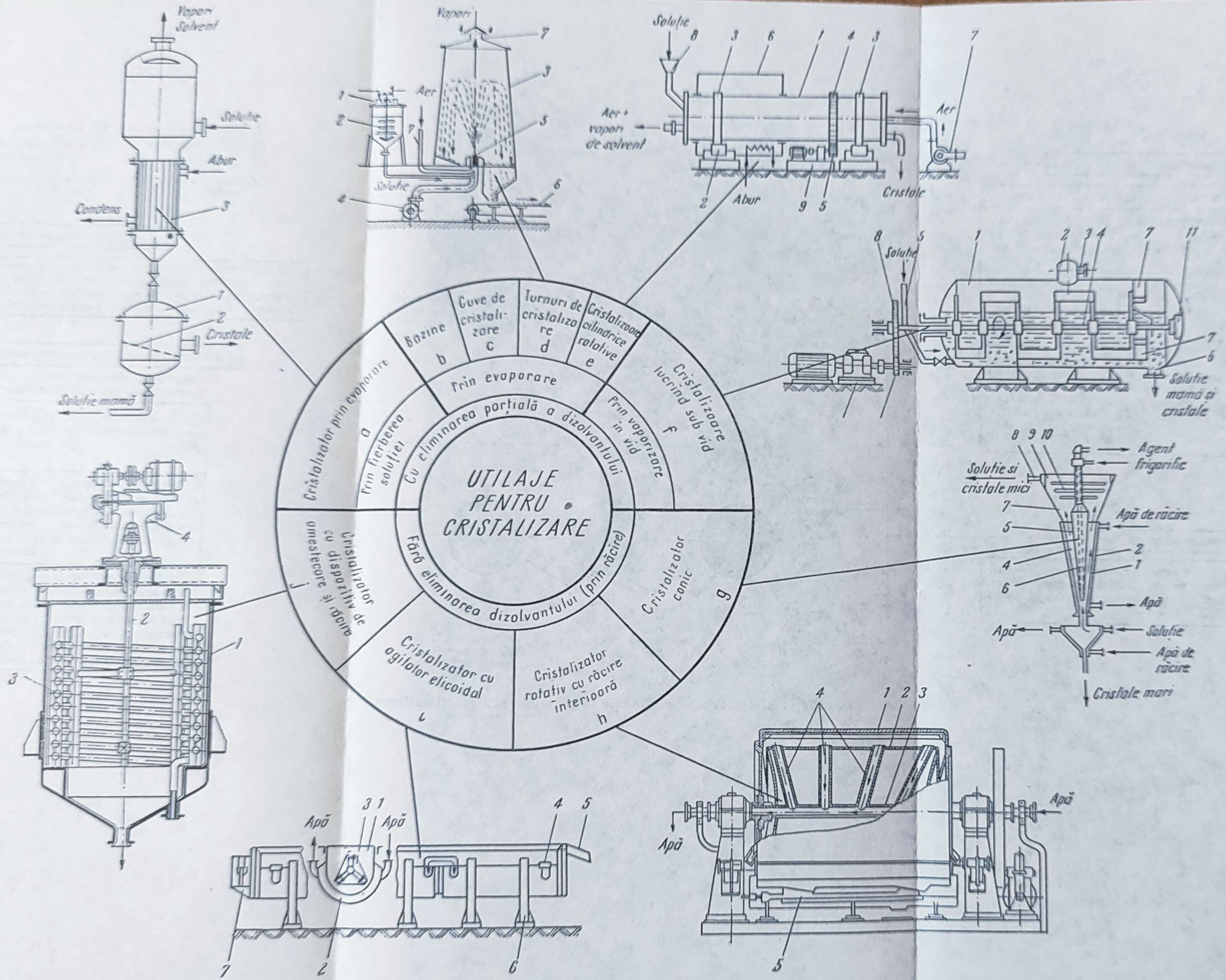


Fig. 7.3. **Tipuri principale de utilaje pentru cristalizare.**

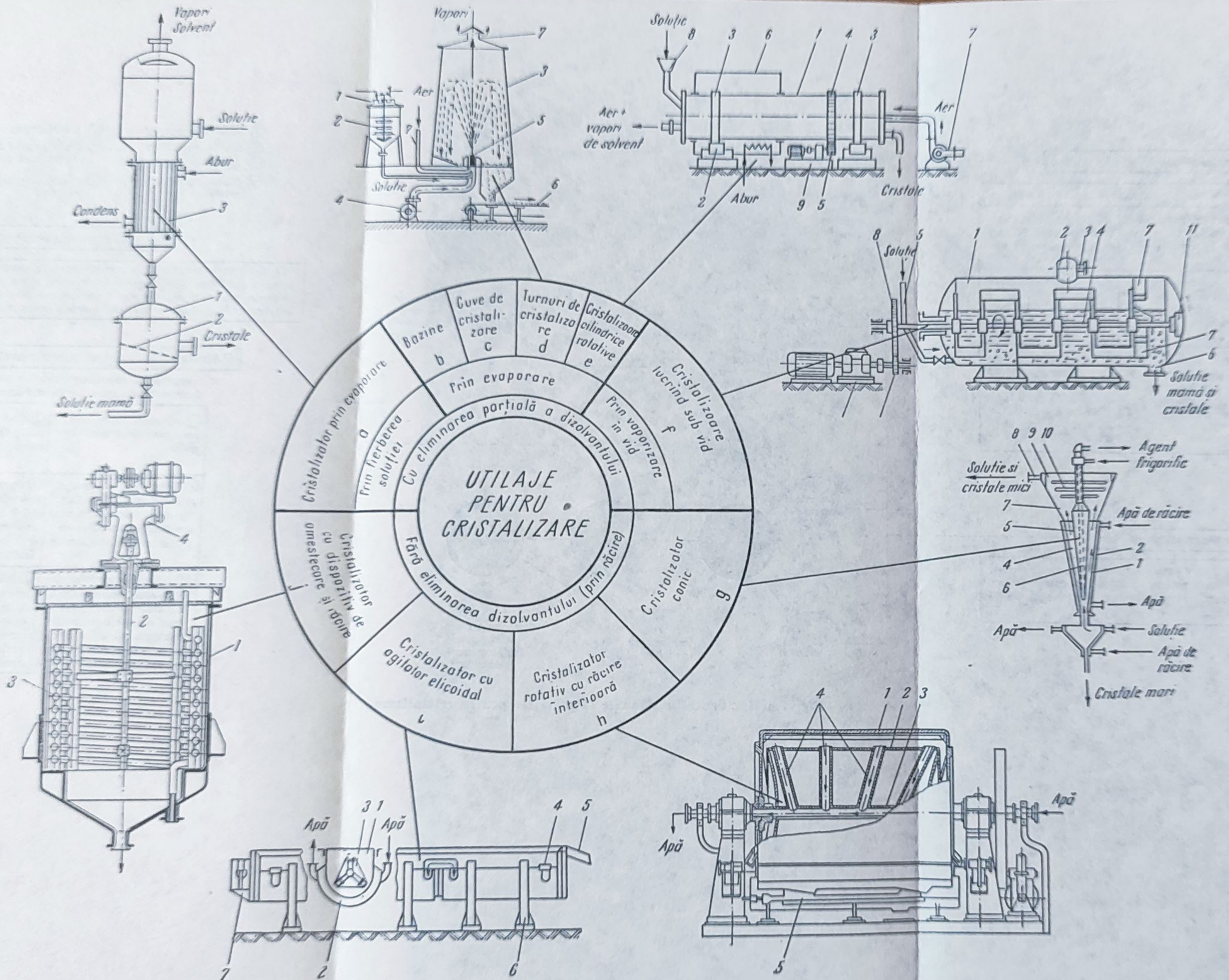
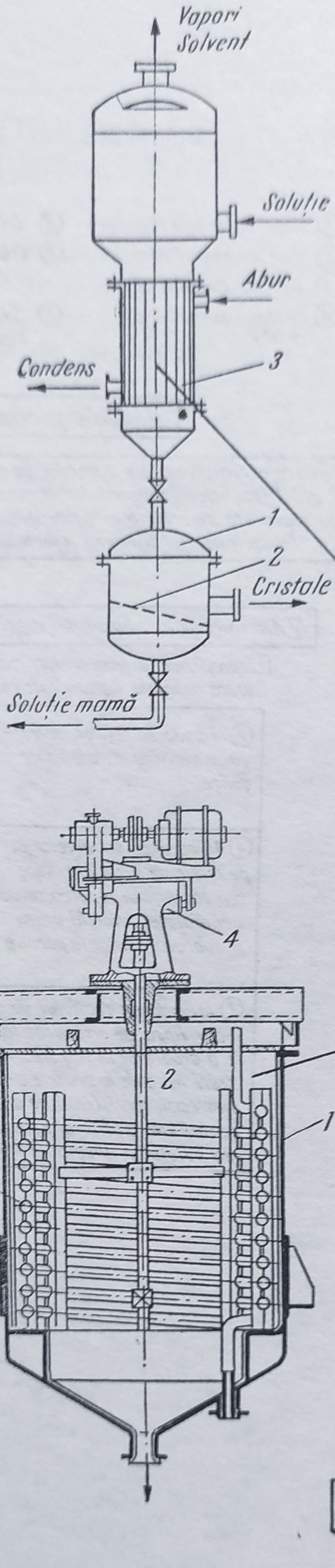


Fig. 7.3. **Tipuri principale de utilaje pentru cristalizare.**



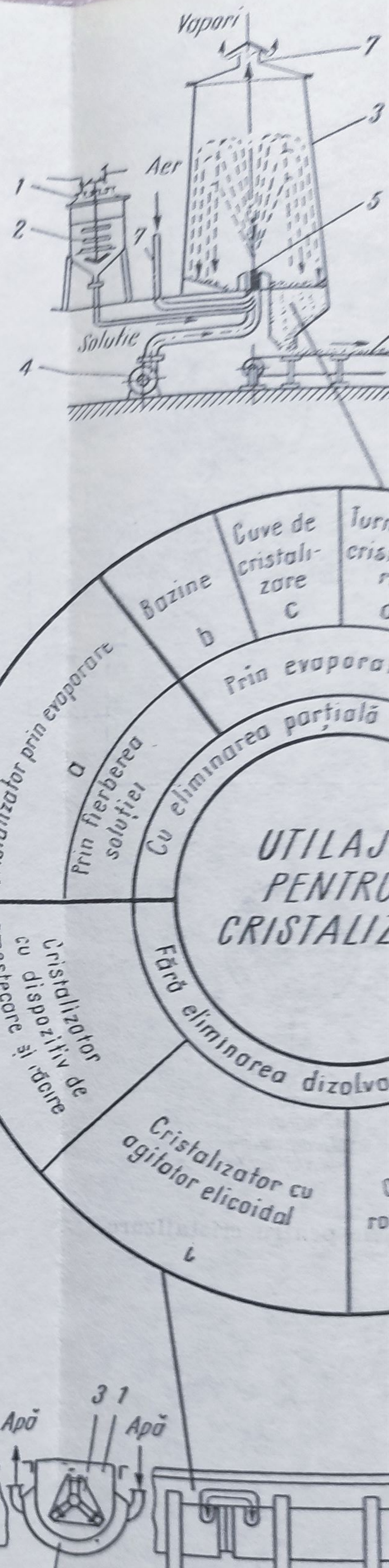
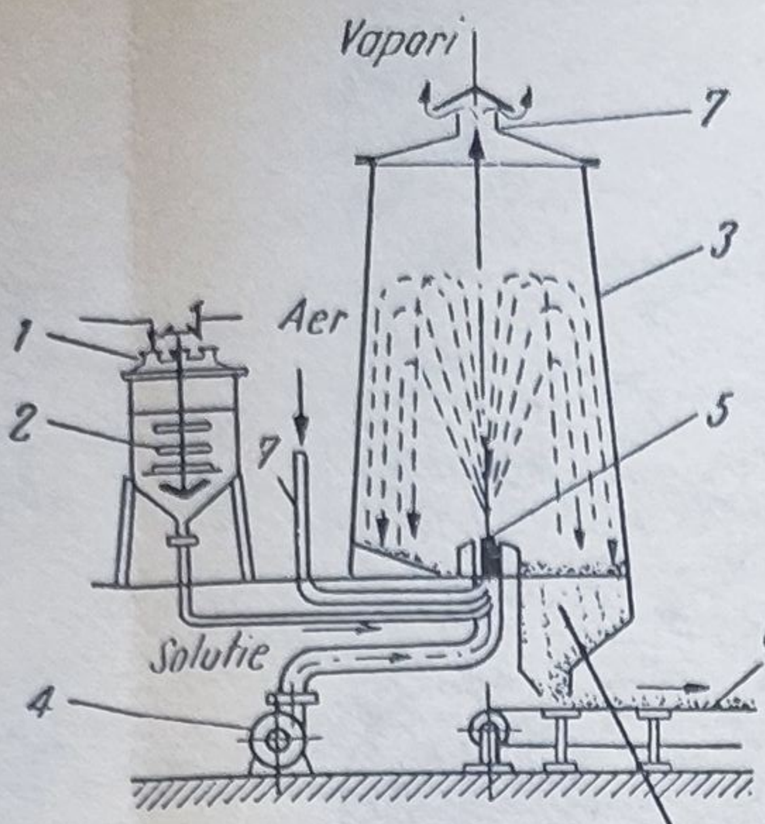
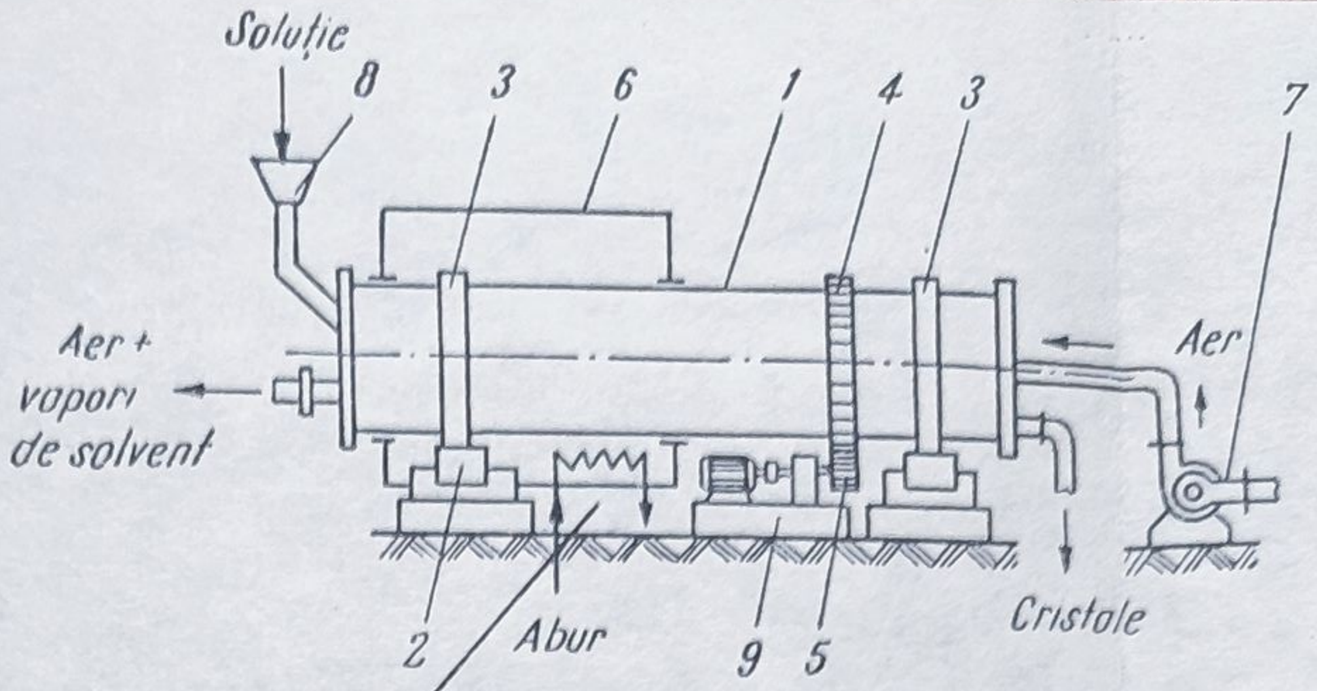
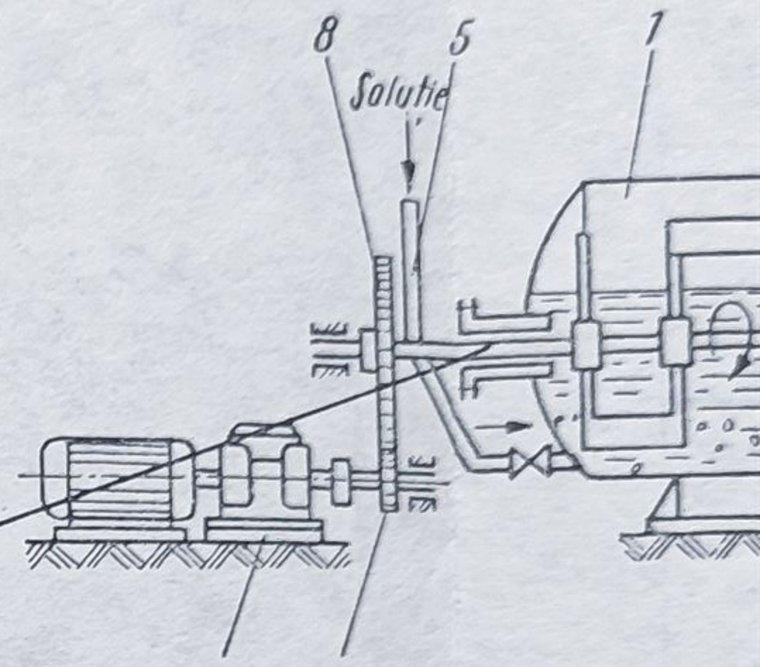
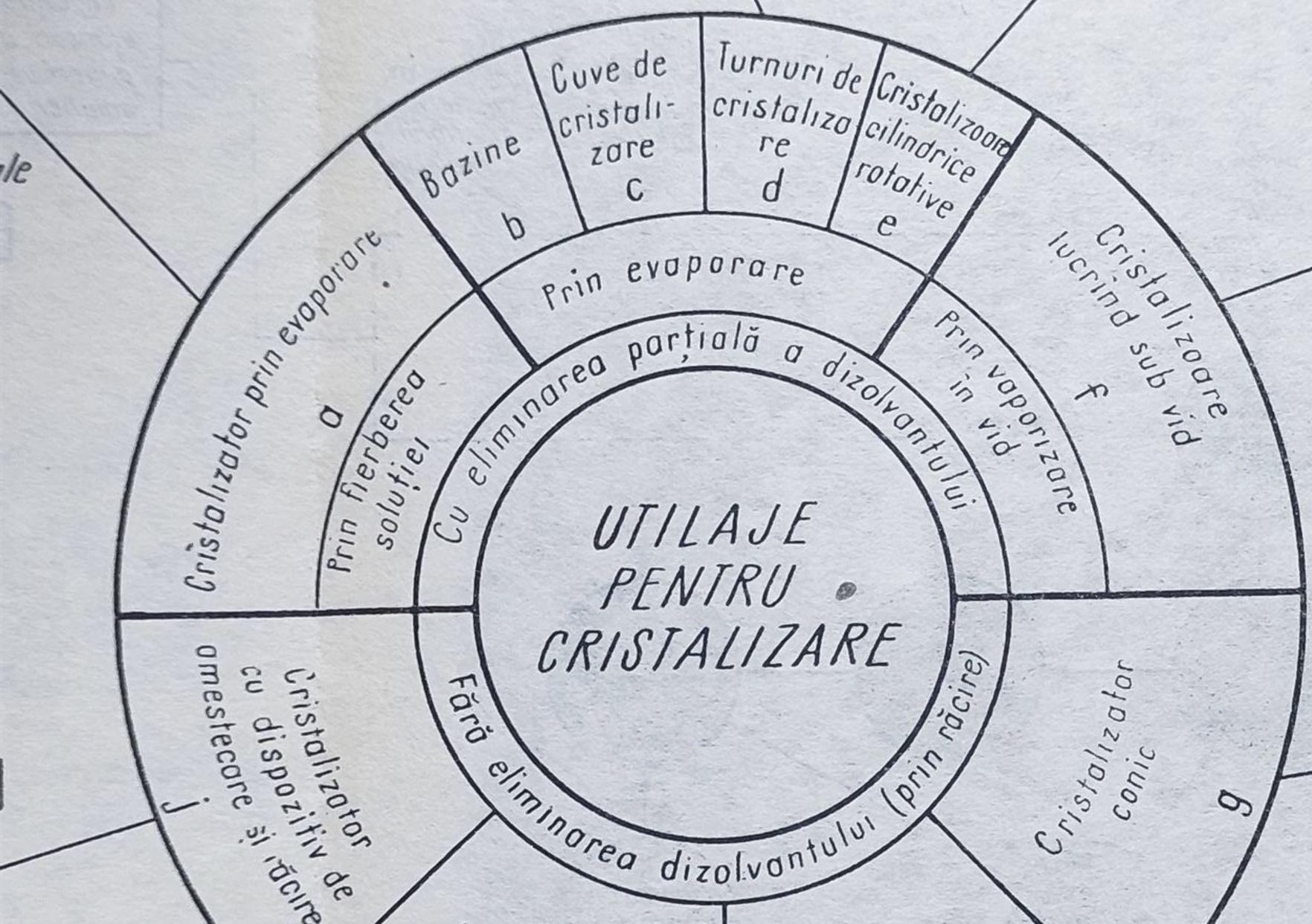


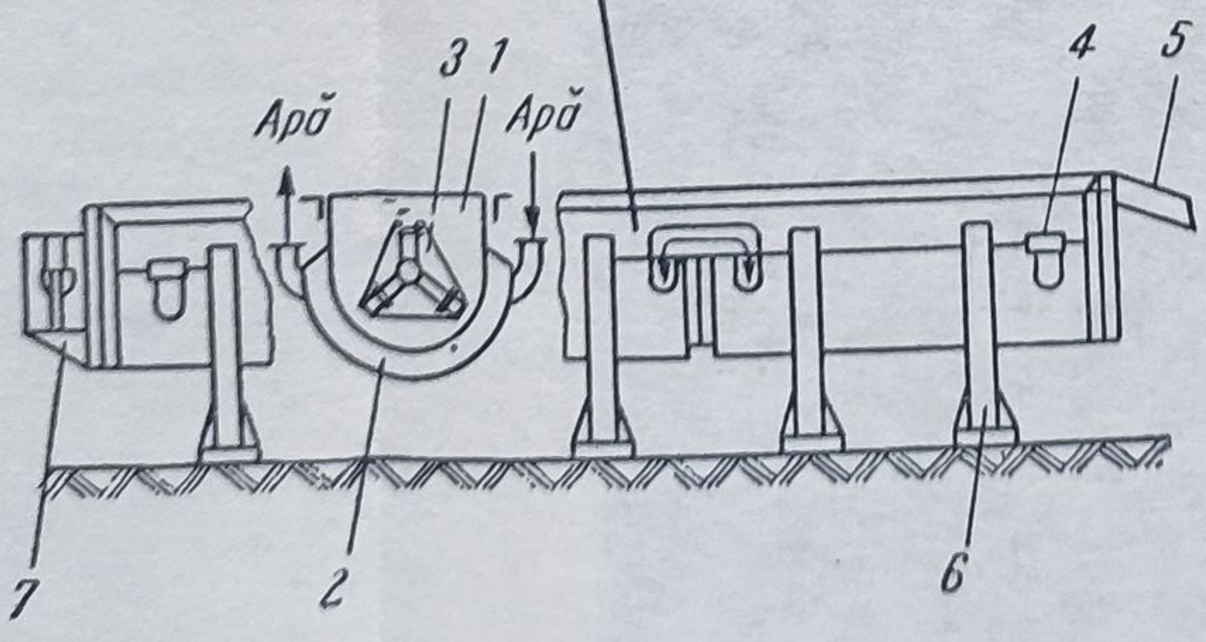
Fig. 7.3. Tipuri











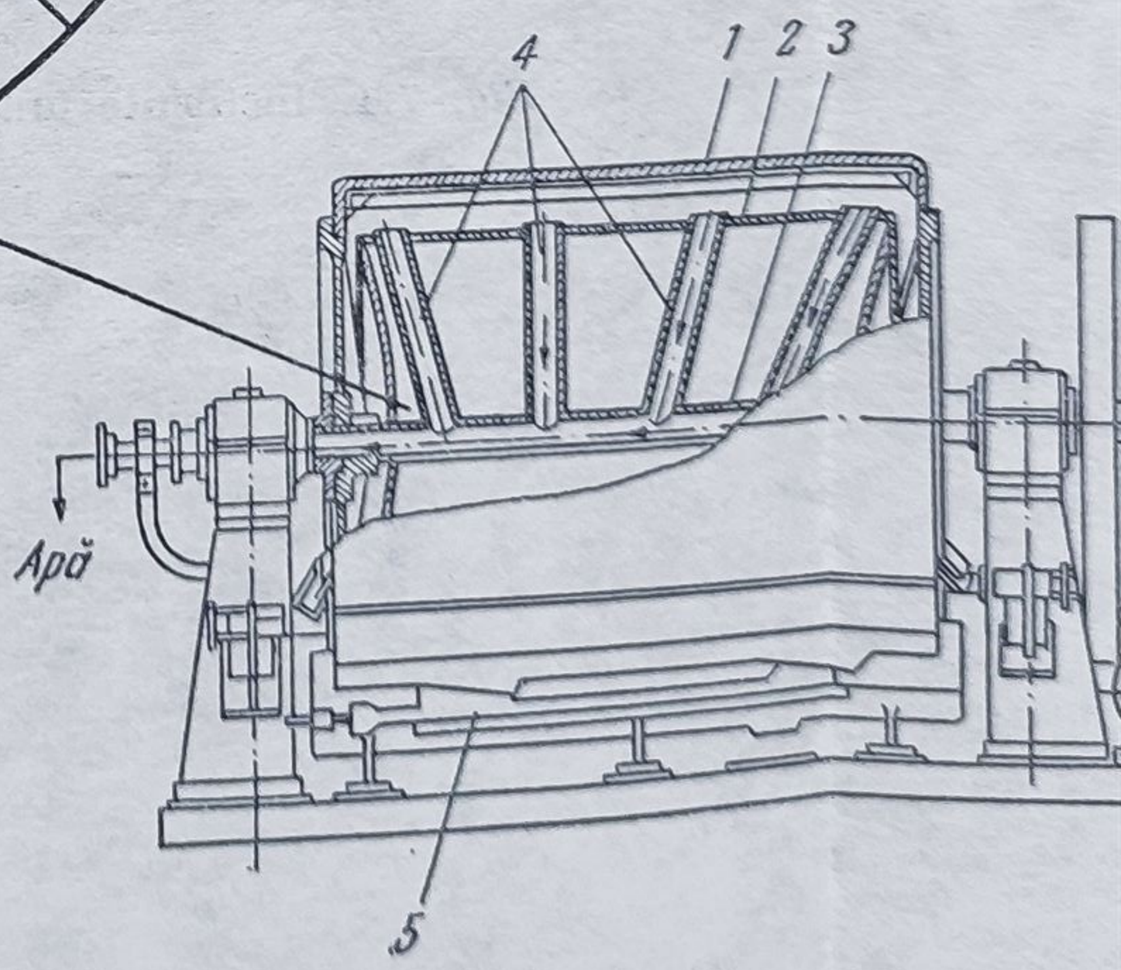
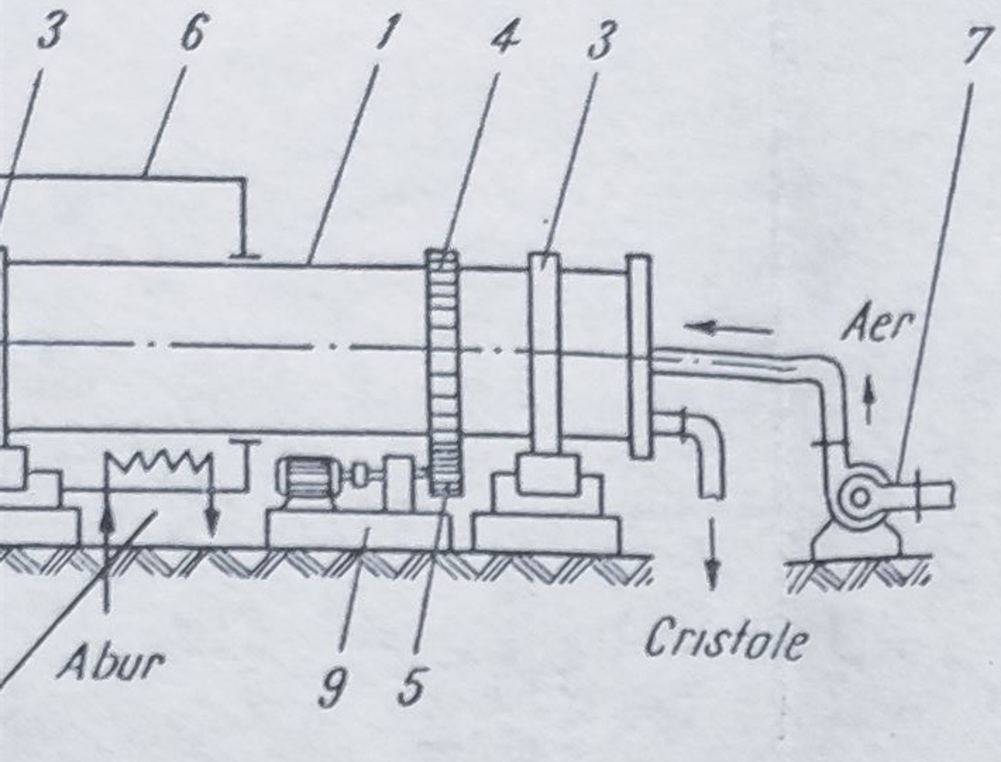
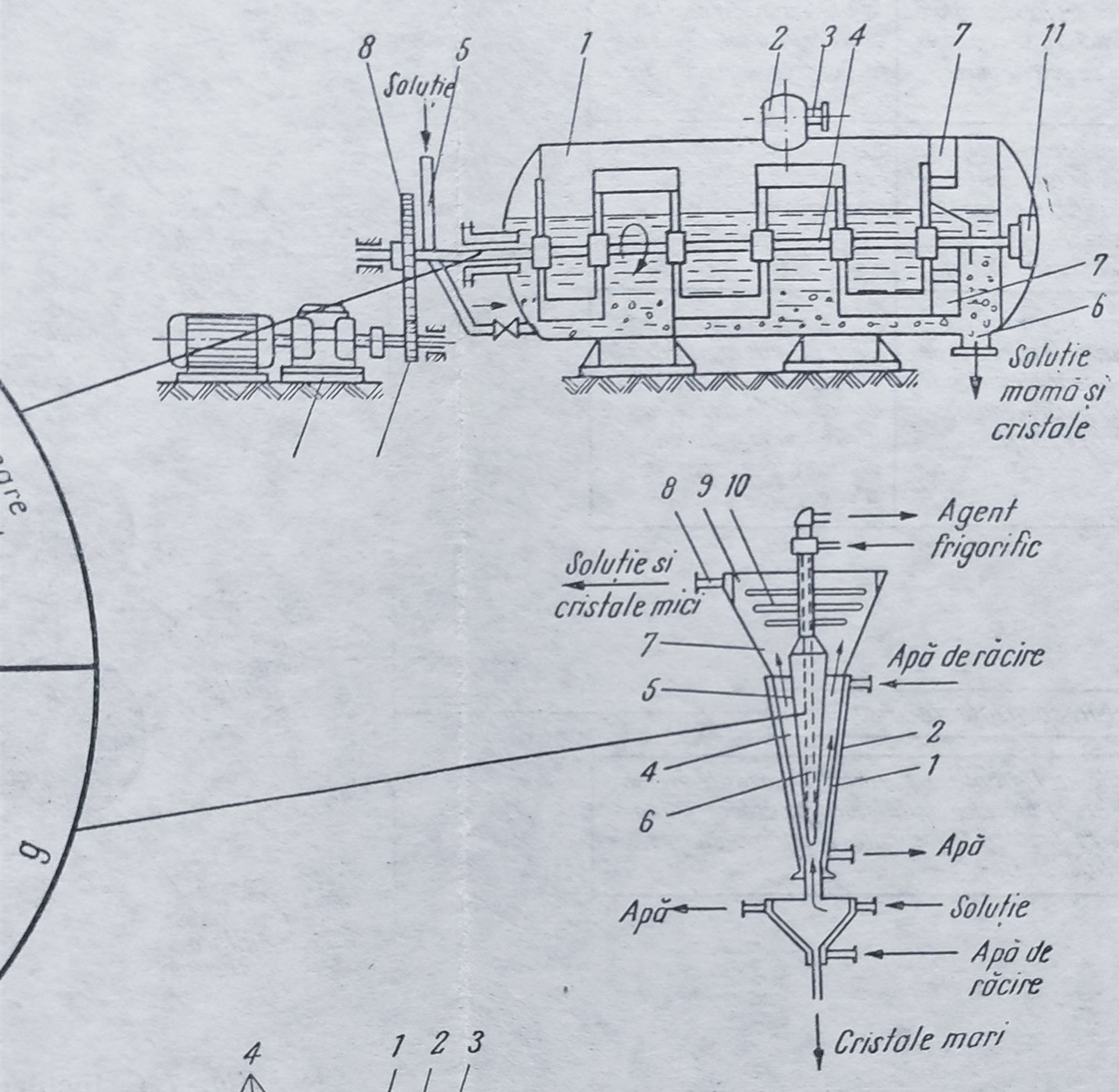


Fig. 7.3. **Tipuri principale de utilaje pentru cristalizare.**





pentru cristalizare.

① Cristalizator prin evaporare
② Cuve de cristalizare
③ Turn de cristalizare
④ Cristalizator cilindric rotativ
⑤ Cristalizator lucrind sub vid
⑥ Cristalizator cu dispozitiv de amestecare și răcire
⑦ Cristalizator cu agitator elicoidal
⑧ Cristalizator rotativ cu răcire interioară
⑨ Cristalizator conic

III Răcire necorespunzătoare a soluției

Condiții necorespunzătoare ale agentului de răcire, spargerea serpentinelor sau a mantalelor, lipsă de etanșări, debit insuficient al agentului de răcire, viteză necorespunzătoare a agentului de răcire, depuneri pe suprafața de schimb de căldură, viscozitate mare a soluției, modificarea caracteristicilor soluției astfel încît debitul și viteza agentului termic nu mai corespund cu situația din aparat.

IV Avaria corpului aparatului, ruperea arborilor, ruperea agitatorului, spargerea serpentinelor

A Suprapresiuni și temperaturi ridicate în aparate și instalații de răcire, supraîncărcarea cu soluții. Uzură avansată Agresivitate chimică accentuată a soluției, montaj greșit, gripareа lagărelor

① Infundarea tevilor, defecțiuni și avarii la instalația de golire	② Uzuri avansate ca urmare a descărcării manuale a cristalelor.	③ Gripareа arboretui în lagăre (în vasul cu agitator) desprinderea agitatorului de pe perete
④ Alunecarea bandajelor de pe rolele de susținere Ruperea bandajului, ruperea coroanei dințate datorită uzurii și suprasarcinilor la pornire	⑤ Lipsa de centrare a agitatorului, lipsă de orizontalitate a arborilor ca urmare urmare a uzurii avansate la lagare. Defecțiuni la instalația de evacuare.	⑥ Înclinarea arboretui ca urmării neegale la brațele agitatorului. Defecțiuni la instalația de evacuare a soluției.
⑦ Infundarea spațiului de lucru, lipsa de orizontalitate a arborelui în lagăre. Uzuri neegale la brațele amestecătorului. Lipsă de orizontalitate a utilajului, ruperea paletelor elicoidale	⑧ Infundarea canalelor pentru circulația apei. Lipsă de orizontalitate a arborelui în lagăre, supraîncărcarea lagărelor, avarii la instalația de alimentare cu agent de răcire	⑨ Avarii la instalația de alimentare cu apă de răcire, lipsă de centrare a conului interior, avarii la instalația de evacuare a soluției.

D. EXPLOATAREA ŞI ÎNTREŢINEREA UTILAJELOR PENTRU CRISTALIZARE

Elementele de exploatare şi întreţinere ale cristalizoarelor vin în concordanţă cu cerinţele funcţionale şi constructive ale acestora.

Pornirea, supravegherea funcţionării, oprirea utilajelor, trebuie să se facă în conformitate cu instrucţiunile de exploatare şi întreţinere. În tabela 7.3 se indică elementele generale ale unei exploatări şi întreţineri raţionale a cristalizoarelor, necesare în obţinerea siguranţei funcţionale a acestora pe întreaga durată de lucru.

Principala problemă în exploatare este supravegherea funcţionării, sesizarea la timp a incidentelor funcţionale şi înlăturarea lor imediată. O orientare asupra acestor aspecte o oferă figura 7.4.

E. APLICAŢII

1. Să se arate care poate fi cauza probabilă a scăderii eficienţei în cristalizare la un cristalizor conic, la care nu se constată erori de montaj sau uzuri avansate.

2. La un cristalizor cu răcire interioară, se constată creşterea — aparent nejustificată a temperaturii lagărelor. Să se arate cauzele legate de greşelile de conducere a procesului. Ce consecinţe poate avea neînlăturarea imediată a cauzelor?

3. Să se arate — pentru fiecare tip de cristalizor — ce efecte poate avea asupra siguranţei funcţionale creşterea viscozităţii soluţiei peste limite admise. — Ce măsuri imediate se impun?

Capitolul 8

SUBLIMAREA

Sublimarea este procesul de separare şi purificare a anumitor substanţe solide, prin trecerea lor din stare solidă, direct în stare gazoasă. În anumite condiţii de presiune şi temperatură, faza gazoasă trece direct în fază solidă, realizîndu-se desublimarea.

A. MECANISMUL ŞI DESFĂŞURAREA PROCESULUI

O trecere, într-un singur sens, de la faza solidă la faza gazoasă şi apoi din nou la faza solidă (deci un ciclu de sublimare—desublimare), constituie un proces de transfer de substanţă şi serveşte la separarea amestecurilor solide în componenţii lor sau la purificarea substanţelor solide.

Produsul obţinut prin sublimare se numeşte *sublimat*. Ciclul de sublimare—desublimare se realizează prin încălzirea amestecului solid (supus separării sau purificării), pînă la sublimarea substanţelor care urmează a fi separate şi în răcirea sublimatului, în vederea desublimării (obţinerii substanţei separate din amestec).

Pentru realizarea ciclului de sublimare—desublimare, se aplică următoarele procedee:

— *sublimarea simplă*, cînd faza gazoasă a sistemului nu conţine şi alte gaze sau vapori în amestec; procedeul se realizează sub depresiune;

— *sublimarea cu antrenant*, cînd faza gazoasă a sistemului este un amestec format din componentul care sublimează şi un gaz antrenant (care face să scadă presiunea parţială a componentului gazos reducînd astfel temperatura la care are loc sublimarea);

— *sublimarea fracţionată*, aplicată în separarea unor substanţe uşor volatile, constînd din variaţia treptată a temperaturii de lucru (creştere treptată a acestuia la sublimare şi scădere treptată la desublimare).

Aceste procedee de sublimare-desublimare se aplică diferenţiat, în funcţie de natura amestecurilor solide şi de proprietăţile acestora. Procesul de sublimare-desublimare serveşte la obţinerea substanţelor solide în stare pură (naftalină, acid salicilic, camfor, iod, sulf, zinc etc.) sau la purificarea anumitor substanţe solide.

B. UTILAJE ŞI INSTALAŢII PENTRU SUBLIMARE-DESUBLIMARE

Instalaţiile pentru sublimare-desublimare conţin — în general — utilaje pentru încălzirea amestecului solid destinat separării, în care se realizează transformarea solid-gaz şi utilaje pentru răcirea sublimatului, în vederea desublimării.

În figura 8.1 este arătată schema de principiu a *instalaţiei pentru sublimarea simplă* (cînd faza gazoasă a sistemului nu mai conţine şi alte gaze sau vapori în amestec cu ea), sub depresiune. Instalaţia lucrează astfel: alimentarea cu material solid se face în blazul *1*, unde acesta este amestecat continuu şi încălzit prin baia de ulei *3*. După sublimare, gazul este condus în camera de condensare *4*, unde datorită depresiunii, se produce desublimarea. Camera *4* este echipată cu rafturi orizontale pentru depunerea cristalelor; aceste rafturi pot fi rotite pentru descărcarea cristalelor la baza aparatului.

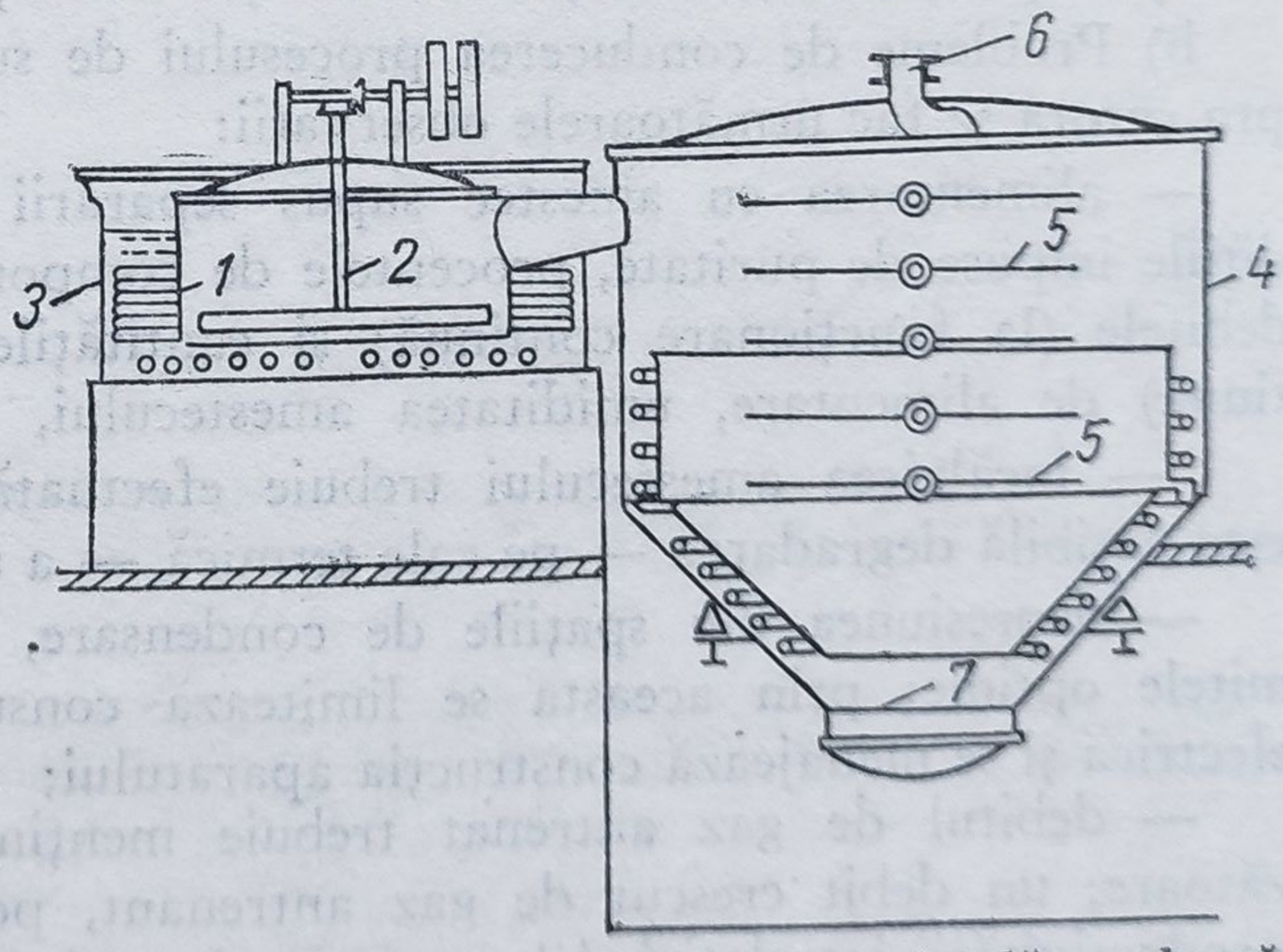


Fig. 8.1. Instalaţie pentru sublimare simplă — schemă: *1* — blaz de sublimare; *2* — amestecător; *3* — baie de ulei; *4* — cameră de condensare; *5* — rafturi pentru depunerea cristalelor; *6* — racord la pompa de vid; *7* — evacuarea sublimatului.

În figura 8.2. se arată — schematic — echipamentele *instalaţiei de sublimare cu antrenant*, utilizată în condiţiile în care este necesară scăderea temperaturii de sublimare: prin introducerea gazului antrenant în amestec cu sublimatul, se obţine scăderea presiunii parţiale a sublimatului şi deci coborîrea temperaturii de sublimare. Antre-

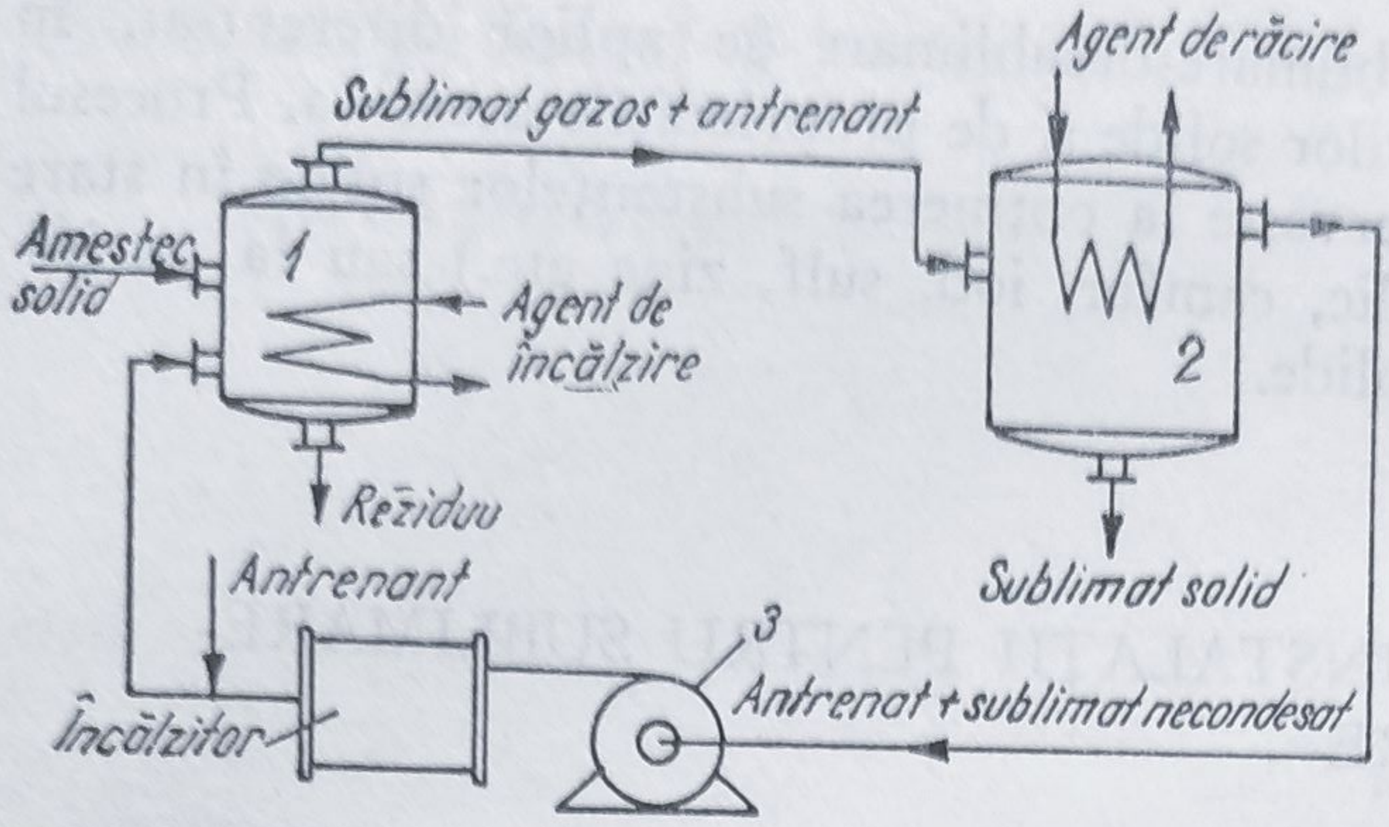


Fig. 8.2. Schema de principiu a instalației de sublimare cu antrenant:

1 — blaz de distilare; *2* — cameră de condensare; *3* — pompă de recirculație.

nantul este, în prealabil, încălzit, apoi se introduce în stratul de material solid, care, printr-o încălzire din exterior, sublimează. În amestec cu antrenantul, sublimatul intră la condensare, sublimînd în cantități mari. Restul de gaz este recirculat, împreună cu antrenantul, la preîncălzire, apoi în blazul de sublimare.

C. EXPLOATAREA ȘI ÎNTREȚINEREA UTILAJELOR DE SUBLIMARE

Elementele generale de exploatare și întreținere a instalațiilor pentru sublimare-desublimare comportă două aspecte distincte:

a) Exploatarea și întreținerea utilajelor componente ale instalației.

b) Probleme de conducerea procesului de sublimare-desublimare asupra cărora se fac următoarele observații:

— alimentarea cu amestec supus separării se face respectînd condițiile impuse de puritate, procentele de componenți din amestecul total, debitele (la funcționare continuă) și cantitățile (la funcționare discontinuă) de alimentare, umiditatea amestecului, temperatura amestecului;

— încălzirea amestecului trebuie efectuată în limitele în care nu este posibilă degradarea — pe cale termică — a acestuia;

— depresiunea din spațiile de condensare, trebuie menținută în limitele optime; prin aceasta se limitează consumul specific de energie electrică și se menajează construcția aparatului;

— debitul de gaz antrenat trebuie menținut în limitele corespunzătoare; un debit crescut de gaz antrenant, poate conduce la scăderea productivității instalației și la consumuri mari de energie;

Notă: în perfectă analogie cu problemele de exploatare analizate la capitolele anterioare, este obligatorie sesizarea imediată a incidentelor funcționale (abateri de

la valorile nominale ale parametrilor de lucru, defecţiuni, avarii), stabilirea cu maximă precizie a cauzelor şi îndepărtarea acestora.

Verificarea cunoştinţelor

1. Ce incidente funcţionale pot genera abateri de la valorile nominale ale drepresiunii în camera de desublimare?
2. Care pot fi cauzele probabile care conduc la un consum specific mare de gaz antrenant în cazul unei instalaţii cu funcţionare discontinuă?
3. Ce măsuri imediate se impun la apariţia unor scăderi la temperatură în camera de sublimare? Care pot fi cauzele?

Capitolul 9

USCAREA

Uscarea reprezintă procesul de îndepărtare, pe cale termică, sub formă de vapori, a umidităţii (apă sau alte lichide) din materialele solide sau lichide.

În industria chimică, îndepărtarea umidităţii din materialele care se prelucrează — şi în special din materialele solide — poate fi realizată prin următoarele metode:

— *Metode mecanice* (bazate pe presare, stoarcere, filtrare, centrifugare), aplicate atunci cînd materialul are un conţinut ridicat de umiditate şi cînd nu este necesar ca această umiditate să fie complet înlăturată.

— *Metode fizico-chimice* (bazate pe absorbţia umidităţii de către diverse materiale higroscopice), aplicate în special la îndepărtarea umidităţii din gaze.

— *Metode termice* (bazate pe procese de evaporare, vaporizare sau condensare), aplicate atunci cînd este necesară îndepărtarea completă a umidităţii din materiale.

A. MECANISMUL ŞI DESFĂŞURAREA PROCESULUI

Uscarea este un proces de difuziune, deoarece trecerea umidităţii din material în mediul înconjurător se bazează pe evaporarea umidităţii la suprafaţa materialului şi pe difuziunea umidităţii din straturile interioare spre suprafaţa materialului. În procesul de uscare, un rol determinant îl are rezistenţa la difuziune a apei (umidităţii) îndepărtate.

Există două moduri distincte de uscare: uscarea naturală efectuată în aer liber, fără încălzire artificială şi avînd o durată mare de desfăşurare — şi uscarea artificială — efectuată cu ajutorul unui agent de

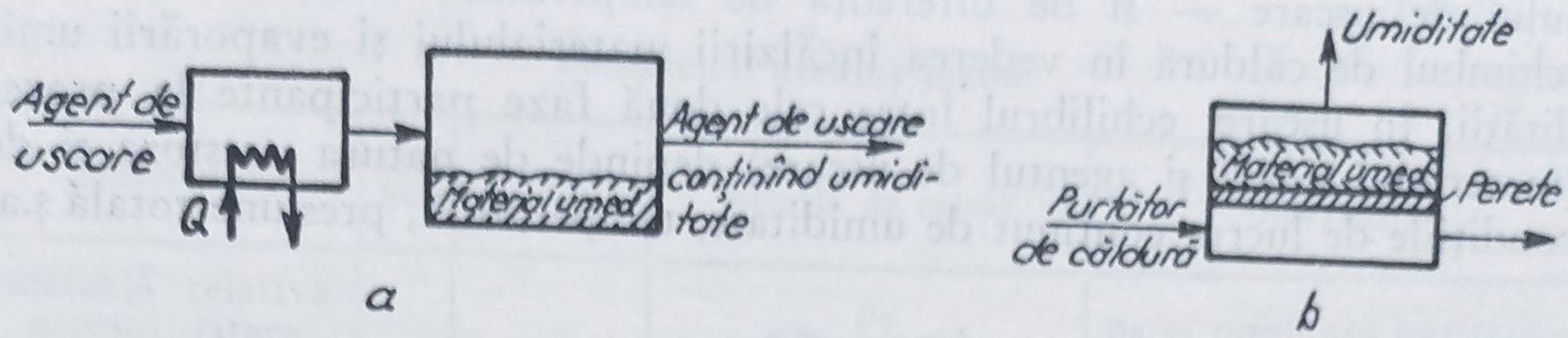


Fig. 9.1. Schema de principiu la uscare:
a — uscarea prin contact direct al materialului cu agentul de uscare; *b* — uscarea prin perete despărțitor.

uscare încălzit (gaze de ardere, aer cald, vapori) care, după îndepărtarea umidității, este evacuat din instalație.

Procesul de uscare termică se bazează pe trecerea umidității din faza solidă (din material) în faza gazoasă. Uscarea este posibilă numai atunci cînd presiunea de vapori de pe suprafața materialului este mai mare decît presiunea parțială a acestora în mediul înconjurător în care decurge uscarea. În uscarea termică (denumită și uscare prin antrenare), materialele supuse uscării (solide sau paste) sînt puse în contact cu faza gazoasă independentă, denumită *„agent de uscare"*. Căldura necesară evaporării este furnizată de acest agent de uscare, care are rolul nu numai de agent termic ci și acela de a transporta umiditatea din material (fig. 9.1, a, b). Procesul de uscare termică implică două fenomene distincte, care se desfășoară simultan:

— evaporarea umidității de la suprafața materialului;

— trecerea — prin difuziune și capilaritate — a umidității din straturile interioare către suprafața materialului.

B. ELEMENTE DE CALCUL AL PROCESULUI DE USCARE

Calculul procesului de uscare se referă la echilibrul între materialele umed și agentul de uscare (statica uscării) și la viteza de uscare (cinetica uscării).

1. *Statica uscării*

Difuziunea umidității din materialul supus uscării în mediul înconjurător (agentul de uscare) este condiționată de diferența de concentrație a umidității — la suprafața materialului și în interiorul agen-

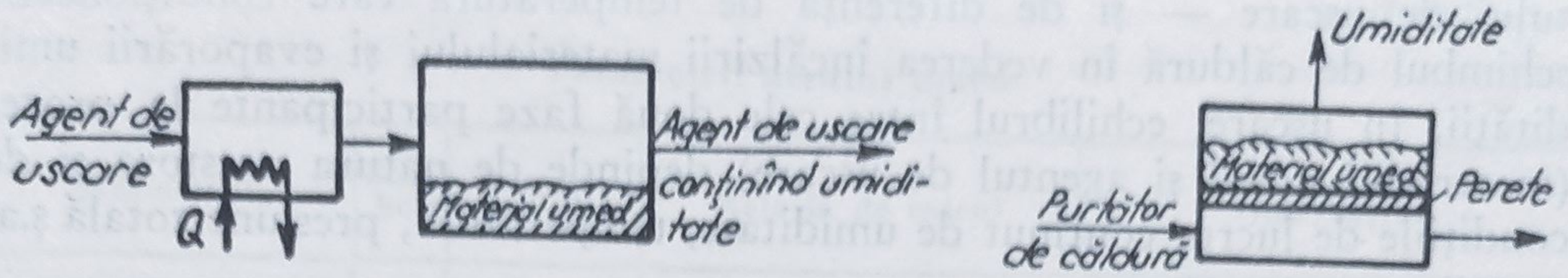


Fig. 9.1. Schema de principiu la uscare:
a — uscarea prin contact direct al materialului cu agentul de uscare; *b* — uscarea prin perete despărțitor.

uscare încălzit (gaze de ardere, aer cald, vapori) care, după îndepărtarea umidității, este evacuat din instalație.

Procesul de uscare termică se bazează pe trecerea umidității din faza solidă (din material) în faza gazoasă. Uscarea este posibilă numai atunci cînd presiunea de vapori de pe suprafața materialului este mai mare decît presiunea parțială a acestora în mediul înconjurător în care decurge uscarea. În uscarea termică (denumită și uscare prin antrenare), materialele supuse uscării (solide sau paste) sînt puse în contact cu faza gazoasă independentă, denumită *„agent de uscare"*. Căldura necesară evaporării este furnizată de acest agent de uscare, care are rolul nu numai de agent termic ci și acela de a transporta umiditatea din material (fig. 9.1, a, b). Procesul de uscare termică implică două fenomene distincte, care se desfășoară simultan:

— evaporarea umidității de la suprafața materialului;

— trecerea — prin difuziune și capilaritate — a umidității din straturile interioare către suprafața materialului.

B. ELEMENTE DE CALCUL AL PROCESULUI DE USCARE

Calculul procesului de uscare se referă la echilibrul între materialele umed și agentul de uscare (statica uscării) și la viteza de uscare (cinetica uscării).

1. *Statica uscării*

Difuziunea umidității din materialul supus uscării în mediul înconjurător (agentul de uscare) este condiționată de diferența de concentrație a umidității — la suprafața materialului și în interiorul agen-

tului de uscare — şi de diferenţa de temperatură care condiţionează schimbul de căldură în vederea încălzirii materialului şi evaporării umidităţii. În uscare, echilibrul între cele două faze participante la proces (materialul umed şi agentul de uscare) depinde de natura acestora şi de condiţiile de lucru: conţinut de umiditate, temperatură, presiune totală ş.a.

a. Aerul umed

În procesele industriale de uscare, cel mai utilizat agent de uscare este aerul ai cărui parametri influenţează direct procesul de uscare. Aerul umed, reprezentînd un amestec de aer uscat şi vapori de apă, supraîncălziţi, se defineşte prin următorii parametri: umezeală relativă φ (stare higrometrică), conţinut de umezeală x, conţinut maxim de umezeală la temperatura de lucru x_s, *entalpie I.*

Relaţiile de calcul pentru aceşti parametri se dau în tabela 9.1. Pentru calcule practice la uscare, se lucrează, de obicei, cu diagrama $I—x$ cu ajutorul căreia se determină parametrii aerului umed arătaţi mai sus, cunoscîndu-se valorile a doi dintre ei. În această diagramă, entalpiile sînt exprimate în kcal/kg şi în J/kg. Poziţia unui punct din diagrama $I—x$ este definită prin valorile a doi dintre cei cinci parametri: I, x, x_s, t, φ.

Verticalele corespunzînd la x = constant reprezintă încălzirea (cu sens de jos în sus) şi răcirea (cu sens de sus în jos). Un amestec de aer cu parametri diferiţi este reprezentat printr-un punct situat pe dreapta care uneşte punctele reprezentative ale celor două „calităţi" de aer care se amestecă. Aplicîndu-se regula pîrghiilor, se poate stabili acest punct cînd se cunosc cantităţile şi parametrii aerului care se amestecă.

b. Echilibrul material umed-aer

Prin acest echilibru se înţelege relaţia existentă între umiditatea materialului supus uscării şi umezeala aerului înconjurător la echilibru. Apărut după un timp de contact oarecare, echilibrul se caracterizează prin constanţa în timp a umidităţii materialului şi a aerului, temperatura sistemului fiind constantă. Pentru cazul uscării, această relaţie este reprezentată printr-o curbă de forma celei din figura 9.2, unde se arată umiditatea de echilibru u_e a materialului pentru diferite stări higroscopice ale aerului ambiant. *Umiditatea de echilibru u_e a materialului cînd aerul este saturat* ($\varphi = 1$), *se numeşte umiditate higroscopică.*

Tabela 9.1

Parametrii aerului umed

Parametrul	Simbol	U.M	Relaţia de calcul	Observaţii
Umezeală relativă a aerului (stare higrometrică)	φ	mm Hg	$\varphi = \frac{p_v}{p_s} < 1$ $\% \ \varphi = \frac{p_v}{p_s} \cdot 100$	p_v – presiunea parţială a vaporilor de apă (mm Hg)
Conţinut de umezeală a aerului	x	$\frac{\text{kg}}{\text{kg}}$	$x = 0{,}622 \frac{p_v}{p - p_v} =$ $= 0{,}622 \frac{\varphi \cdot p_s}{p - \varphi \cdot p_s}$	p_s – presiunea parţială maximă a vaporilor de apă în aerul umed (presiunea de saturaţie) în mm Hg
Conţinut maxim de umezeală (corespunzător aerului saturat cu vapori de apă)	x_s	$\frac{\text{kg}}{\text{kg}}$	$x_s = 0{,}622 \frac{p_s}{p - p_s}$	p – presiunea totală a aerului umed (mm Hg)
Grad de saturare al aerului umed	ψ	–	$\psi = \frac{x}{x_s}$	
Entalpia aerului uscat	h_{us}	$\frac{\text{J}}{\text{kg}}$	$h_{us} = C^t_{m_0} \cdot t$	$C^t_{m_0}$ – căldura specifică medie între 0° şi t°C (J/kg · grd)
Entalpia vaporilor de apă supraîncălziţi	h'''	$\frac{\text{J}}{\text{kg}}$	$h''' = (C'_{m^0})^{t_s} \cdot t_s + r +$ $+ (C''_m)^{t_{sup}}_{t_s} \cdot (t_{sup} - t_{sat})$	t – temperatura (°C) t_s – temperatura de saturaţie (°C)
Entalpia aerului umed – raportată la (1+x) kg aer umed	I	$\frac{\text{J}}{(1+\text{x})\ \text{kg}}$	$I = h_{us} + xh'''$	t_{sup} – temperatura de supraîncălzire (°C)
		idem	$I = C_m \cdot t + x\,[C'_m \cdot t_s +$ $+ r + C''_m (t_{sup} - t_{sat})]$	$(C'_{m_0})\ t_s$ – căldura specifică a lichidului (J/kg · grd)
		idem	$I = 1\,000\ t + x\,(2\,500 \cdot$ $\cdot 10^3 + 2\,000 \cdot t)$	$(C''_m)^{t_{sup}}_{t_s}$ – căldura specifică medie a vaporilor supraîncălziţi (J/kg · grd)
		$\frac{\text{kcal}}{(1+\text{x})\ \text{kg}}$	$I = 0{,}24\ t +$ $+ x\,(597 + 0{,}47\ t)$	

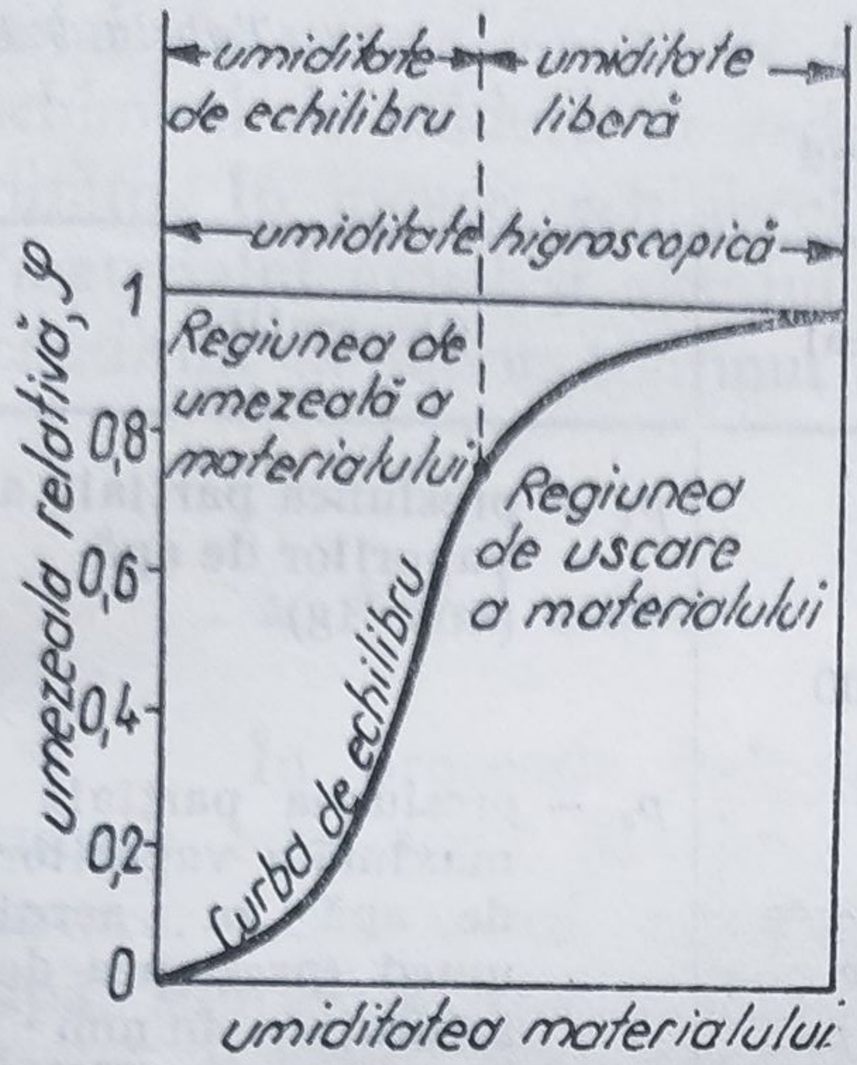


Fig. 9.2. Curba de echilibru pentru sistemul material umed-aer.

Pentru un material oarecare, cu umiditate u, pot exista două situaţii distincte (fig. 9.2);

— cînd $u > u_e$, materialul pierde umiditate, are loc uscarea (sau desorbţia);

— cînd $u < u_e$, materialul absoarbe umiditate, are loc umezirea acestuia.

c. Bilanţul de materiale pentru procesul de uscare

În baza schemei din figura 9.3, se poate întocmi bilanţul de materiale pentru uscare, făcînd următoarele notaţii:

G_1 — debitul (cantitatea) de material umed supus uscării prin contact direct cu aerul de uscare;

L_1 — debitul (cantitatea) de aer introdus pentru realizarea uscării;

G_2 — debitul de material obţinut după uscare;

L_2 — debitul de aer umed, obţinut după uscare.

Debitele G_1 şi G_2 pot fi scrise:

$$G_1 = G + U_1$$
$$G_2 = G + U_2, \qquad (9-1)$$

în care:

G este debitul de material anhidru;

U_1 şi U_2 — umiditatea materialului înainte şi după uscare.

Debitele L_1 şi L_2 pot fi scrise:

$$L_1 = L + X_1$$
$$L_2 = L + X_2, \qquad (9-2)$$

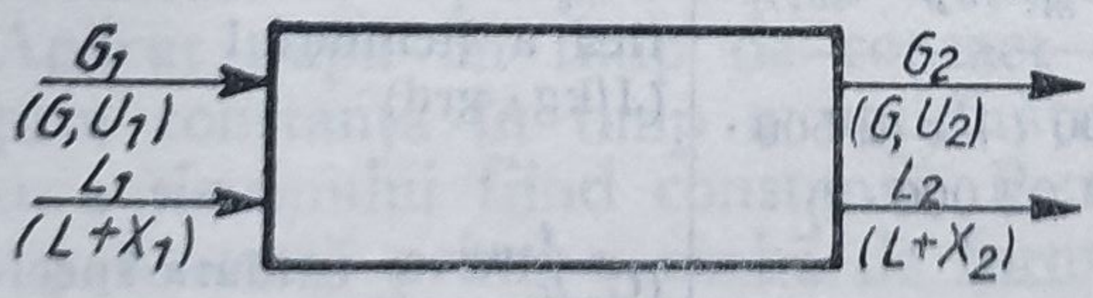


Fig. 9.3. Schemă pentru deducerea bilanţului de materiale, la procesul de uscare.

în care:

L este debitul de aer uscat;

X_1 şi X_2 — debitul de umezeală din aer, înainte şi după uscare.

Ecuaţia de bilanţ total este:

$$G_1 + L_1 = G_2 + L_2 \qquad (9-3)$$

Ecuaţia de bilanţ parţial al apei este:

$$U_1+X_1=U_2+X_2 \qquad (9-4)$$

sau, notînd cu $U=U_1-U_2$, debitul de umiditate îndepărtat prin uscare, relaţia (9—4) devine:

$$U=X_2-X_1=L\,(x_2-x_1), \qquad (9-5)$$

în care x_1 şi x_2 reprezintă conţinutul de umezeală al aerului la intrarea şi ieşirea din uscător.

Din ecuaţia (9—5) se poate deduce consumul specific de aer l (cantitatea de aer uscat necesar pentru a îndepărta din material un kg de umiditate adică $l=\frac{L}{U}$):

$$l=\frac{1}{x_2-x_1} \qquad (9-6)$$

Notînd cu u_1 şi u_2 umidităţile materialului înainte şi după uscare (exprimate în procente masice), relaţia de bilanţ parţial se poate scrie:

$$G=G_1\frac{100-u_1}{100}=G_2\frac{100-u_2}{100} \qquad (9-7)$$

Pentru calculul umidităţii U îndepărtate din material, se poate folosi relaţia:

$$U=G_1\frac{u_1-u_2}{100-u_2} \qquad (9-8)$$

d. Bilanţul termic pentru procesul de uscare

În baza schemei din figura 9.4 se poate întocmi bilanţul termic pentru uscare, făcînd următoarele notaţii:

L — debitul de aer uscat introdus în uscător (acest aer este preîncălzit într-un calorifer înainte de intrarea în uscător);

x_0, I_0, t_0 — parametrii aerului la intrarea în calorifer;

x_1, I_1, t_1 — parametrii aerului la intrarea în uscător ($x_1=x_0$);

G — debitul de material anhidru (uscat) la intrarea în uscător;

U_1 — debitul de umiditate al materialului, la intrarea în uscător;

U_2 — debitul de umiditate al materialului, la ieşirea din uscător;

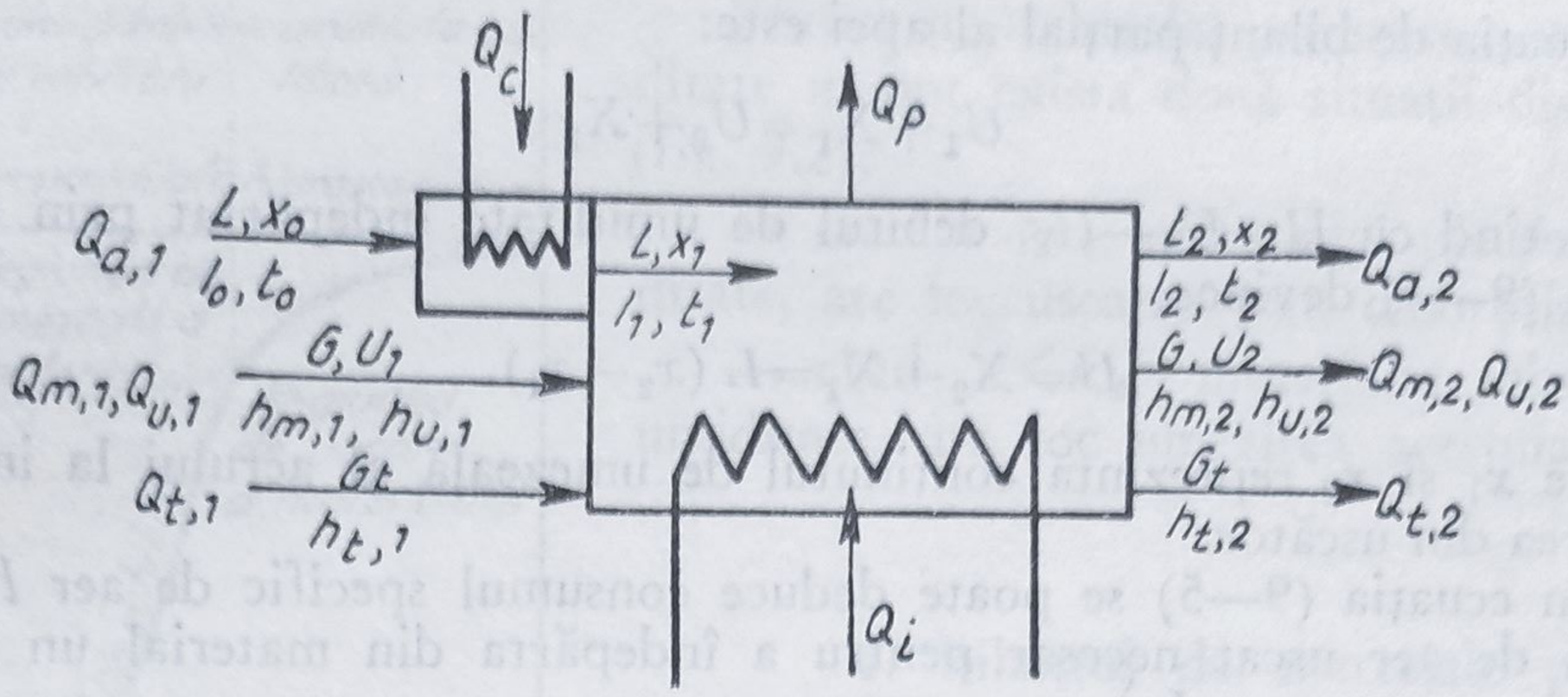


Fig. 9.4. Schemă pentru deducerea bilanţului termic la procesul de uscare.

$U=U_1-U_2$ — debitul de umiditate îndepărtată din material, luată de aerul care s-a umezit ajungînd la umezeala finală x_2);

Q_c — căldura introdusă prin încălzirea aerului în calorifer;

Q_i — căldura suplimentară introdusă în uscător (prin sisteme de încălzire);

Q_p — căldura pierdută în exterior;

Q_a — căldura intrată cu aerul, în calorifer.

Alte notaţii (umidităţi şi masă uscată pentru materialul supus uscării şi pentru aer, entalpiile materialelor la intrare şi ieşire) sînt specificate pe figura 9.4.

Cu aceste notaţii, prin egalarea căldurilor intrate cu cele ieşite din uscător, se obţine ecuaţia generală a bilanţului termic:

$$Q_{a,1}+Q_c+Q_{m,1}+Q_{u,1}+Q_{t,1}+Q_i=Q_{a,2}+Q_{u,2}+Q_{t,2}+Q_p \quad (9-9)$$

Înlocuind debitele de căldură în funcţie de debitele şi entalpiile materialelor respective, rezultă:

$$LI_0+Q_c+Gh_{m,1}+U_1 \cdot h_{u,1}+G_th_{t,1}+Q_i=LI_2+Gh_{m,2}+U_2 \cdot h_{u,2}+ \\ +G_th_{t,2}+Q_p \quad (9-10)$$

După gruparea termenilor şi ţinînd seama că $U=U_1-U_2$, se obţine următoarea expresie pentru căldura Q_c+Q_i necesară procesului de uscare:

$$Q_c+Q_i=G\,(h_{m,2}-h_{m,1})+U_2\,(h_{u,2}-h_{u,1})-Uh_{u,1}+G_t\,(h_{t,2}-h_{t,1})+ \\ +L\,(I_2-I_0)+Q_p \quad (9-11)$$

O formă mai simplificată a ecuației de bilanț se obține dacă se notează cu:

$$Q_m = G\,(h_{m,2} - h_{m,1}) + U_2\,(h_{u,2} - h_{u,1})$$

cantitatea de căldură necesară încălzirii materialului care ajunge la umiditatea finală, și cu:

$$Q_t = G_t\,(h_{t,2} - h_{t,1})$$

cantitatea de căldură luată de dispozitivele (sistemele) de susținere și transport al materialului;

În acest caz, ecuația (9.11) capătă forma:

$$Q_c + Q_t = Q_m - U \cdot h_{u,1} + Q_t + L\,(I_2 - I_0) + Q_p \qquad (9-12)$$

Prin împărțirea ecuației cu U și notarea cu $q = \frac{Q}{U}$, se obține (pentru $x_1 = x_0$):

$$q_c + q_t = q_m - h_{u,1} + q_t + \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_1} + q_p \qquad (9-13)$$

În urma încălzirii în calorifer, entalpia aerului uscat crește de la valoarea I_0 la valoarea I_1; în acest caz, căldura q_c este:

$$q_c = l\,(I_1 - I_0) = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_1} \qquad (9-14)$$

Prin înlocuirea expresiei (9—14) în ecuația (9—13) rezultă, pentru căldura suplimentară introdusă în uscător (raportată la 1 kg apă îndepărtată):

$$q_l = \frac{I_2 - I_1}{x_2 - x_1} + q_m + q_t + q_p - h_{u,1} \qquad (9-15)$$

Această relație se mai poate scrie și sub forma:

$$(q_l + h_{u,1}) - (q_m + q_t + q_p) = \Delta, \qquad (9-16)$$

în care expresia

$$\Delta = \frac{I_2 - I_1}{x_2 - x_1} \qquad (9-17)$$

reprezintă *ecuația de bază a bilanțului termic al uscătoarelor*. Ecuația (9—17) arată că aerul este agent purtător de căldură și de evacuare a umidității provenite din materialul supus uscării.

Asupra mărimii Δ se pot face următoarele observaţii:

— cînd $\Delta > 0$, $I_2 > I_1$, entalpia aerului în uscător creşte;
— cînd $\Delta < 0$, $I_2 < I_1$, entalpia aerului în uscător scade;
— cînd $\Delta = 0$, $I_2 = I_1 =$ constant, uscătorul are o funcţionare izentalpică.

2. *Cinetica uscării*

În cadrul uscătoarelor este necesar să se cunoască *viteza de uscare* W_u, care reprezintă cantitatea de umiditate îndepărtată din material, în unitatea de timp. Cînd viteza de uscare W_u este constantă în timpul procesului, valoarea sa poate fi calculată cu formula:

$$W_u = \frac{U}{\tau} \qquad (9-18)$$

în care U este umiditatea îndepărtată din material;
τ — timpul (durata) uscării materialului.

În general însă, viteza de uscare este variabilă şi depinde de variaţia umidităţii în timp, adică

$$W_u = \frac{\mathrm{d}U}{\mathrm{d}\tau} \qquad (9-19)$$

Caracterul variabil al vitezei de uscare provine de la faptul că în uscare, două operaţii distincte se produc simultan: transportul de apă prin material (operaţie de difuziune interioară a umidităţii) şi vaporizarea exterioară cu ajutorul aerului (operaţie de difuziune exterioară). Uscarea reprezintă suma acestor operaţii şi deci viteza de uscare reprezintă viteza celei mai lente dintre aceste două operaţii.

În calcule, valorile vitezelor de uscare se iau prin comparaţie cu unele valori verificate experimental.

a. Diagrama de uscare

În calculele uscării se utilizează diagrame pentru curba de uscare şi pentru viteza de uscare, în diverse condiţii de lucru. Aceste diagrame sînt, în general, construite pe baze experimentale de exemplu, uscîndu-se un strat subţire de material şi menţinînd constante viteza, temperatura şi conţinutul de umezeală al aerului de uscare. Prin cîntăriri succesive ale materialului supus uscării, la intervale de timp egale,

se stabileşte variaţia masei de material supus uscării ceea ce permite trasarea curbei de uscare care arată umiditatea liberă $u—u_e=u_1$ a materialului în funcţie de timp (fig. 9.5, a).

Dacă în locul umidităţii, pe ordonata diagramei se ia viteza de uscare, rezultată prin împărţirea diferenţei de umiditate ΔU la intervalul de timp $\Delta\tau$ dintre două măsurători (sau dacă se face derivata $du/d\tau$ prin diferenţiere grafică) se obţine diagrama din figura 9.5, b, care dă viteza de uscare în funcţie de timp. Curba vitezei de uscare este curba diferenţiată a celei din figura 9.5, a.

În figura 9.6 este arătată variaţia vitezei de uscare $dU/d\tau$ în funcţie de umiditatea liberă U_l. Pe curbele de uscare (fig. 9.5, a) se pot delimita perioadele principale ale operaţiei de uscare cu aer a unui material umed:

— Porţiunea *AB*, cu pantă crescîndă, este perioada iniţială de preîncălzire, cu durata redusă, cu creşteri mari ale vitezei de uscare (panta curbei reprezintă viteza de uscare) pînă la valoarea maximă (v. fig. 9.5, *b*). Umiditatea scade lent, uscarea se produce în regim nestaţionar.

— Porţiunea *BC*, cu pantă constantă, reprezintă perioada de uscare cu viteză constantă (v. fig. 9.5, b), unde viteza de desfăşurare a procesului este maximă. În această perioadă are loc îndepărtarea umidităţii de la suprafaţa materialului, iar viteza de uscare depinde numai de difuziunea exterioară a umidităţii în aerul de uscare (difuziunea interioară nu apare încă). Punctul *C*, numit punct critic, corespunde umidităţii critice u_c şi reprezintă momentul în care pe suprafaţa materialului în contact cu aerul, apare primul punct uscat.

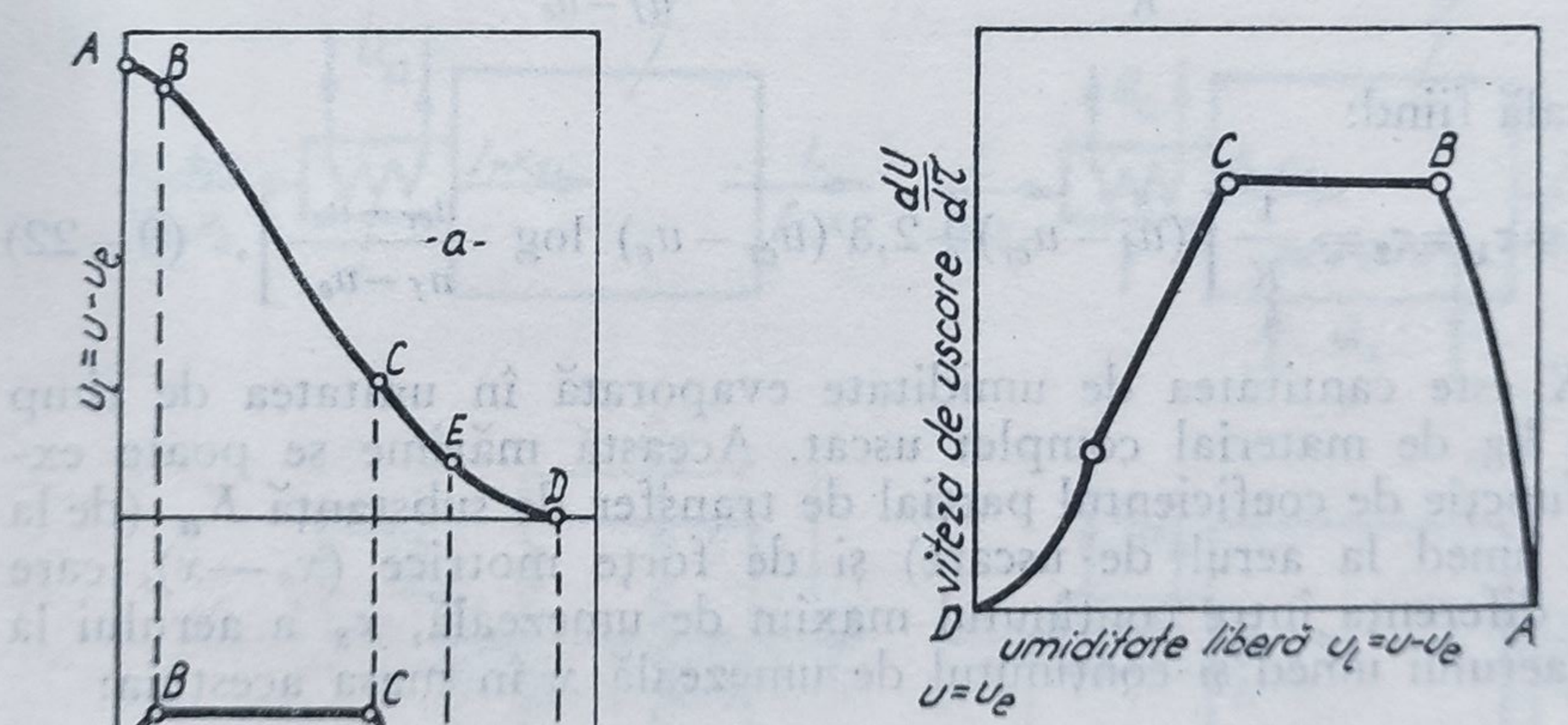


Fig. 9.6. Diagrama vitezei de uscare în funcţie de umiditatea liberă.

Fig. 9.5. Diagrama de uscare:
a — curba de uscare; *b* — viteza de uscare.

— Porţiunea CD, cu pantă descrescătoare, reprezintă perioada în care suprafaţa umedă se micşorează ca şi viteza de uscare; punctului E îi corespunde umiditatea critică u_{cr} şi începînd de aici, predominantă este difuziunea interioară: viteza de uscare scade neuniform şi lent, pînă la atingerea umidităţii de echilibru u_e (corespunzătoare materialului la temperatura şi umezeala aerului).

b. Durata uscării

Pentru dimensionarea uscătoarelor este necesar să se cunoască durata de uscare şi suprafaţa materialului în contact cu aerul de uscare. Durata totală a uscării unui material se determină pe cale experimentală, ca sumă a duratei τ_1, corespunzătoare primei perioade de uscare, de la umiditatea iniţială u_i la umiditatea critică u_{cr} şi a duratei τ_2 a perioadei de uscare cu viteza descrescătoare, cînd materialul se usucă de la umiditatea critică u_{cr} la umiditatea finală u_f. Pentru uscare în condiţii constante, duratele celor două perioade se calculează cu formula:

$$\tau_1 = \frac{1}{K}(u_i - u_{cr}) \qquad [\text{s}] \qquad (9-20)$$

şi

$$\tau_2 = \frac{1}{K}(u_{cr} - u_e)\ 2{,}3\ \log \frac{u_{cr} - u_e}{u_f - u_e} \qquad (9-21)$$

durata totală fiind:

$$\tau = \tau_1 = \tau_2 = \frac{1}{K}\left[(u_i - u_{cr}) + 2{,}3\ (u_{cr} - u_e)\ \log \frac{u_{cr} - u_e}{n_f - u_e}\right], \qquad (9-22)$$

în care: K este cantitatea de umiditate evaporată în unitatea de timp pentru un kg de material complet uscat. Această mărime se poate exprima în funcţie de coeficientul parţial de transfer de substanţă K_u (de la materialul umed la aerul de uscare) şi de forţe motrice $(x_s - x)$, care reprezintă diferenţa între conţinutul maxim de umezeală, x_s a aerului la suprafaţa aerului umed şi conţinutul de umezeală x în masa acestuia:

$$K = \frac{U}{G \cdot \tau} = \frac{K_u \cdot A\ (x_s - x)\ \tau}{G \cdot \tau} = K_u \cdot \tau_{us}\ (x_s - x), \qquad (9-23)$$

în care: U este umiditatea evaporată în timpul σ;
σ_{us} — suprafaţa specifică a materialului uscat [m²/kg].

3. *Scheme de uscare*

Diversele scheme de uscare utilizate în procesele industriale, corespund diverselor condiţii impuse în desfăşurarea uscării. Ele se diferenţiază în funcţie de modul de introducere a căldurii necesare în uscător. În figura 9.7 sînt arătate cele mai uzuale scheme de uscare, servind ca bază în construcţia utilajelor şi instalaţiilor pentru uscare.

C. UTILAJE PENTRU USCARE

1. *Construcţia şi modul de lucru*

Varietatea constructivă a uscătoarelor este o consecinţă a numeroaselor aplicaţii industriale, ale uscării. În cele ce urmează sînt indicate

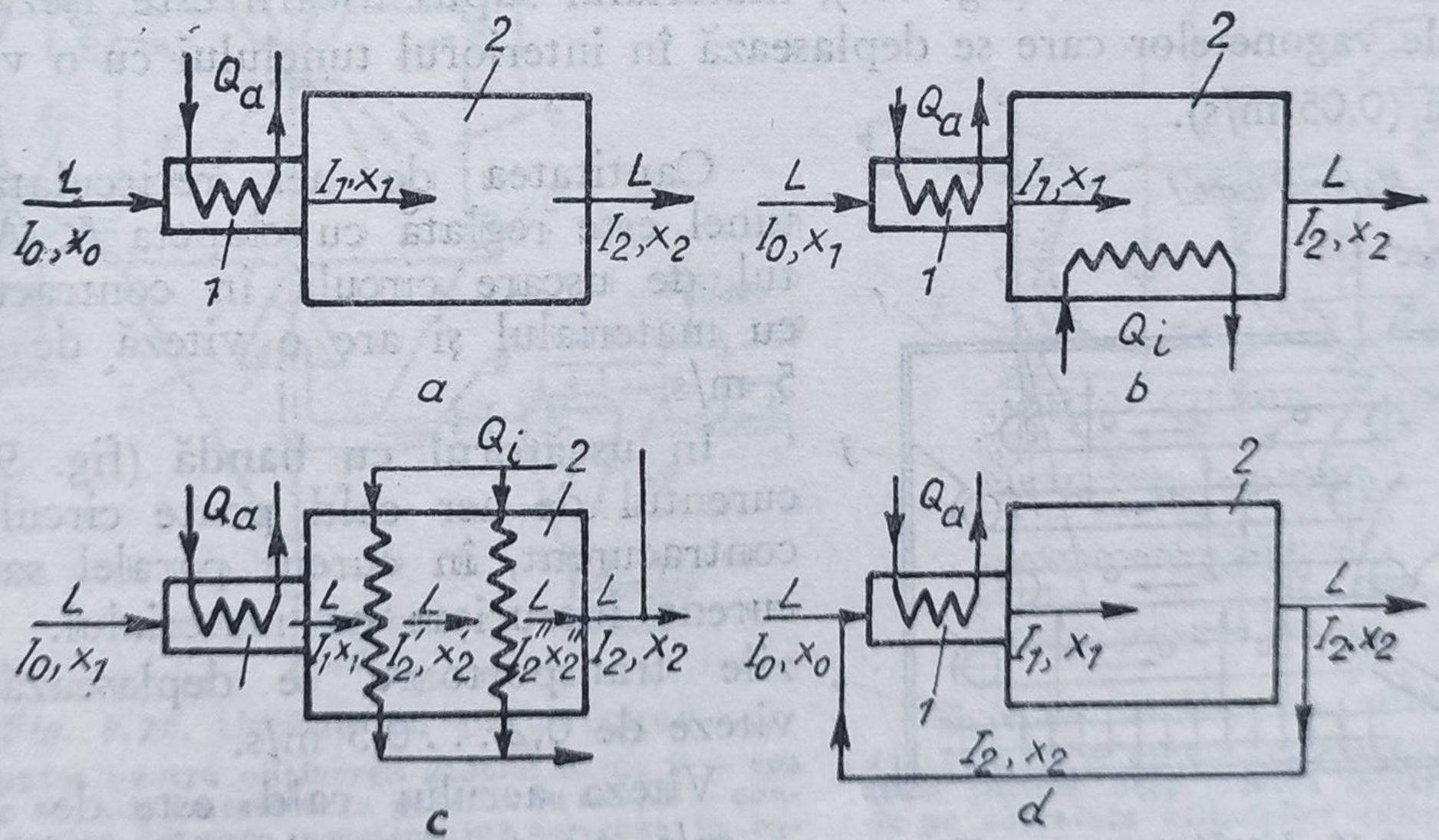


Fig. 9.7. Scheme de uscare:

a — cu încălzire totală a aerului; *b* — cu încălzire suplimentară; *c* — cu încălzire intermediară; *d* — cu recirculare parţială a aerului; *1* — calorifer; *2* — uscător.

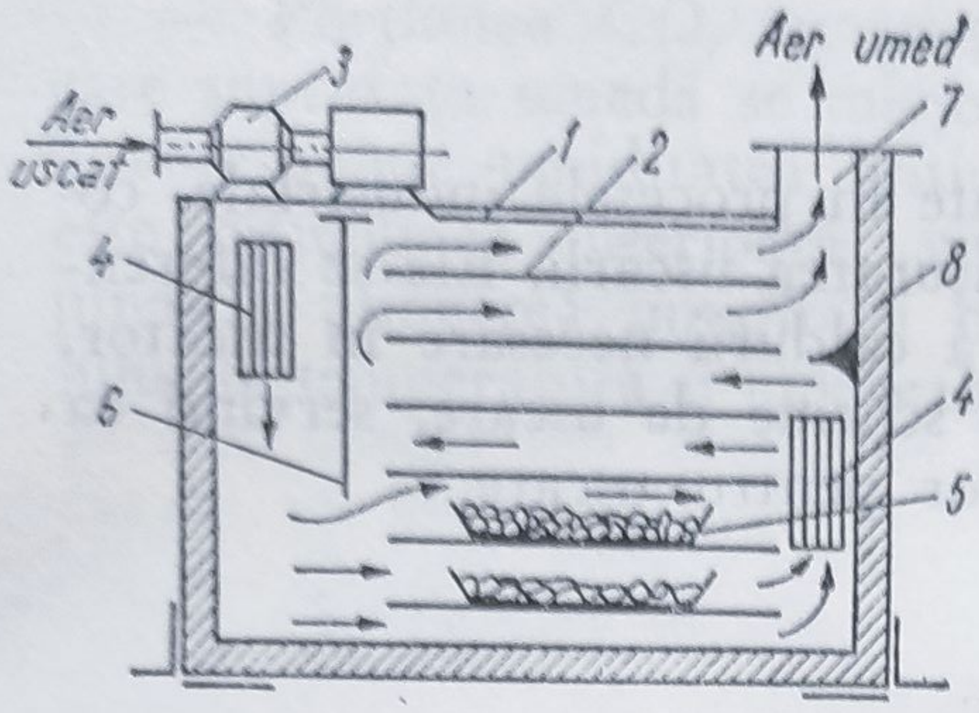


Fig. 9.8. Uscător cu cameră (dulap sau cu tăvi):

1 — cameră; *2* — rafturi; *3* — ventilator; *4* — radiatoare; *5* — tăvi cu material; *6* — şicană; *7* — gură de evacuare a aerului umed; *8* — izolaţie termică.

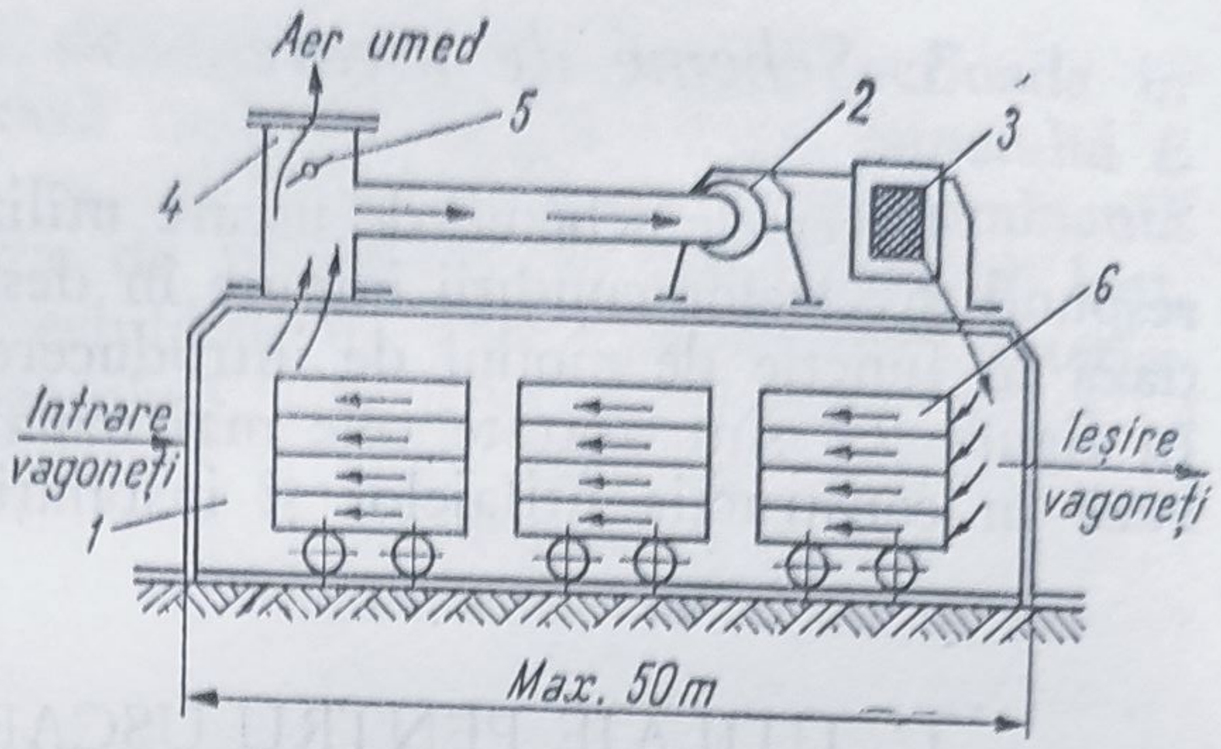


Fig. 9.9. Uscător tunel:

1 — tunel; *2* — ventilator; *3* — radiator; *4* — conductă de evacuare a aerului umed; *5* — clapetă; *6* — vagonet.

schemele de principiu ale celor mai uzuale tipuri de uscătoare cu care sînt echipate instalaţiile industriale.

Uscătorul cu cameră (fig. 9.8) funcţionează discontinuu: aerul trece o singură dată prin uscător (lucrează fără recircularea aerului).

Se foloseşte la uscarea materialelor ceramice, a raectivilor, a coloranţilor şi a produselor farmaceutice.

La uscătorul tunel (fig. 9.9), materialul supus uscării este aşezat pe poliţele vagonetelor care se deplasează în interiorul tunelului cu o viteză redusă (0,05 m/s).

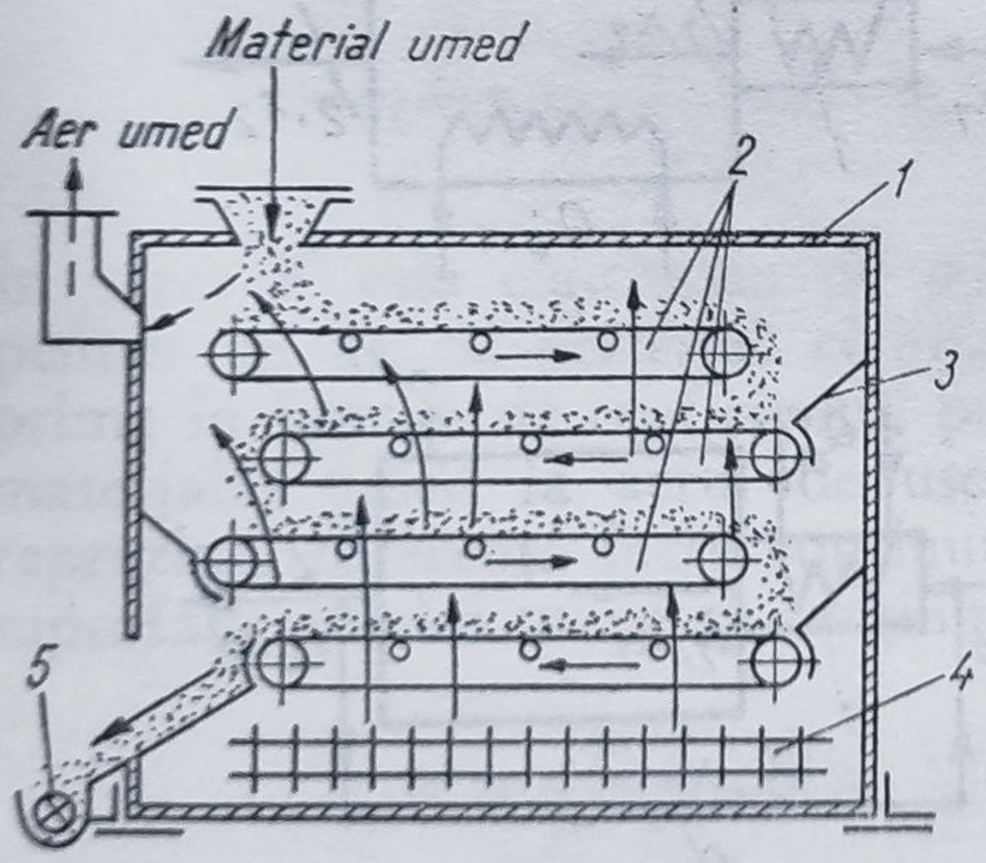


Fig. 9.10. Uscător cu bandă:

1 — carcasă; *2* — bandă transportoare; *3* — şicane; *4* — baterii aer cald; *5* — transportor.

Cantitatea de aer recirculată în tunel este reglată cu clapeta 5. Agentul de uscare circulă în contracurent cu materialul şi are o viteză de 2... 5 m/s.

În uscătorul cu bandă (fig. 9.10), curentul de aer cald poate circula în contracurent, în curent paralel sau în curent încrucişat cu materialul. Benzile transportoare se deplasează cu viteze de 0,2 ... 0,5 m/s.

Viteza aerului cald este de 2... 3 m/s. Se foloseşte la uscarea materiallelor care nu produc praf.

La uscătorul cu falduri (fig. 9.11),

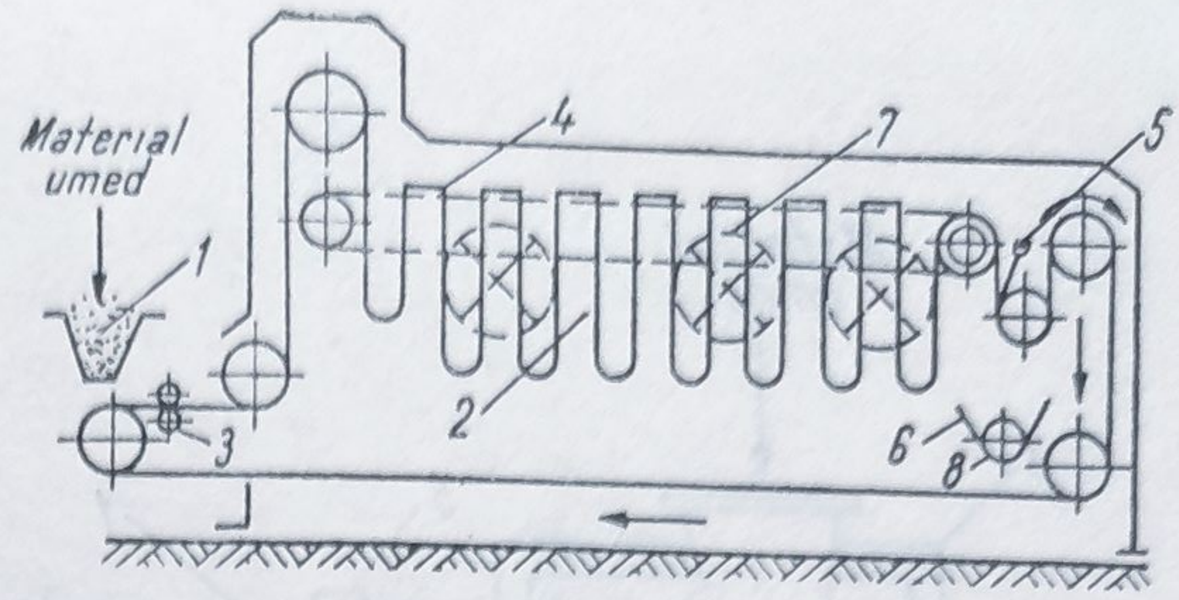


Fig. 9.11. Uscător cu falduri:
1 — dozator celular; *2* — plasă purtătoare de material; *3* — role de presare a materialului; *4* — lanț transportor; *5* — dispozitiv de scuturare; *6* — vas de colectare a materialului uscat; *7* — ventilatoare; *8* — transportor elicoidal.

materialul alimentat cu dozatorul *1* este presat, cu rolele *3*, în ochiurile plasei *2* care este legată la transportorul cu lanț *4*.

Viteza transportului *4* este mai mică decît viteza plasei, astfel că plasa formează falduri. Dispozitivul de scuturare *5* descarcă materialul în vasul *6*.

Se folosește la uscarea materialelor fluide sau sub formă de paste.

Uscătorul cu pulverizare (fig. 9.12). Discul de pulverizare se rotește cu turația de 3 600 . . . 18 000 rot/min. Materialul supus uscării (suspensii sau paste) este distribuit prin pulverizatoare în camera *4* unde, în contact cu amestecul aer-gaz, se usucă și cade spre baza conului. Particulele de dimensiuni mici sînt antrenate de curentul de gaze în ciclonul *9*.

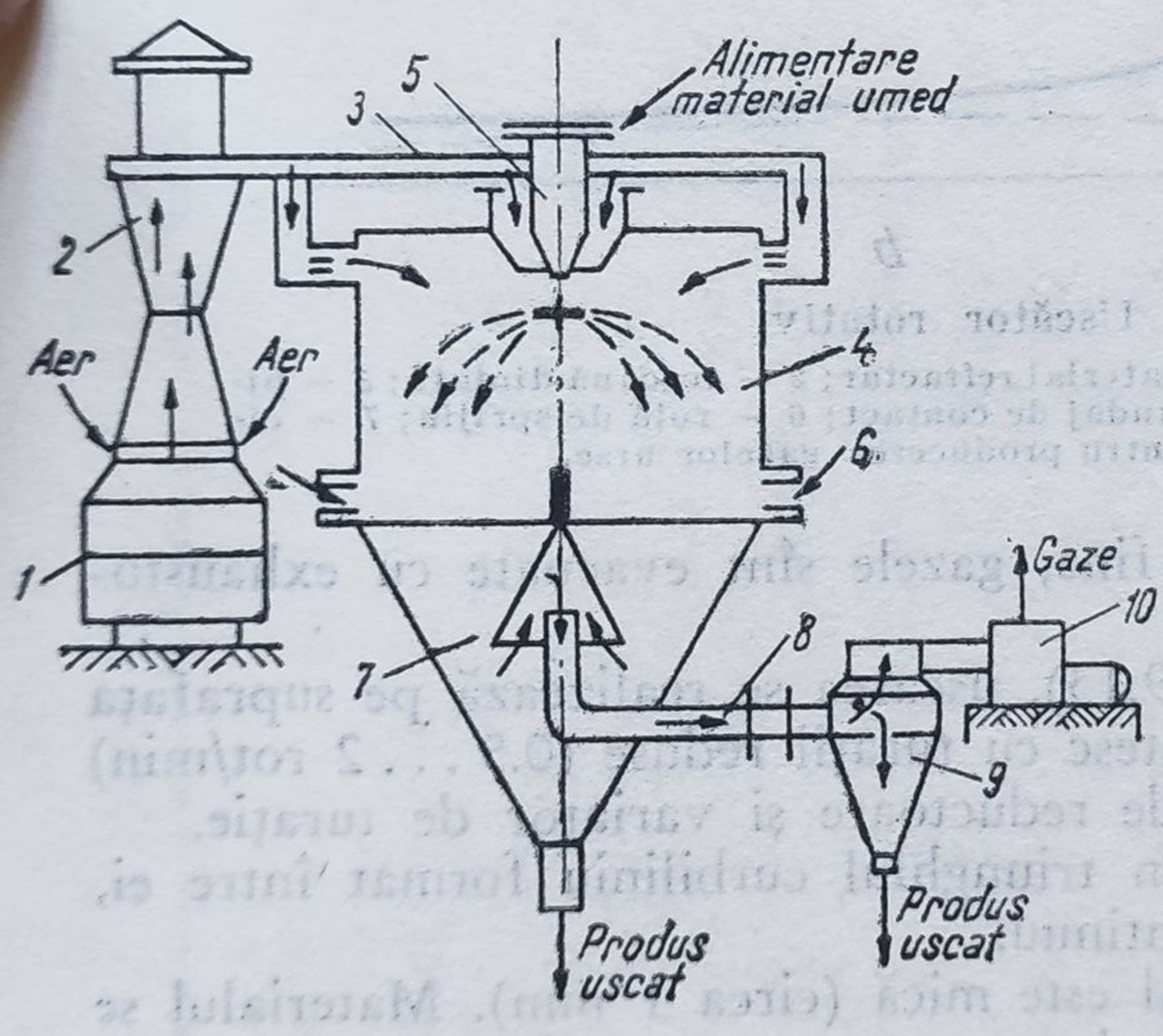


Fig. 9.12. Uscător cu pulverizare:
1 — cuptor pentru obținerea gazelor arse; *2* — coș în care se face amestecarea gazelor cu aer; *3* — conductă pentru intrarea amestecului aer-gaze în camera de uscare; *4* — cameră de uscare; *5* — dispozitiv de pulverizare cu disc; *6* — intrare aer rece; *7* — con pentru separarea produsului uscat; *8* — conductă pentru ieșirea gazelor; *9* — ciclon; *10* — exhaustor.

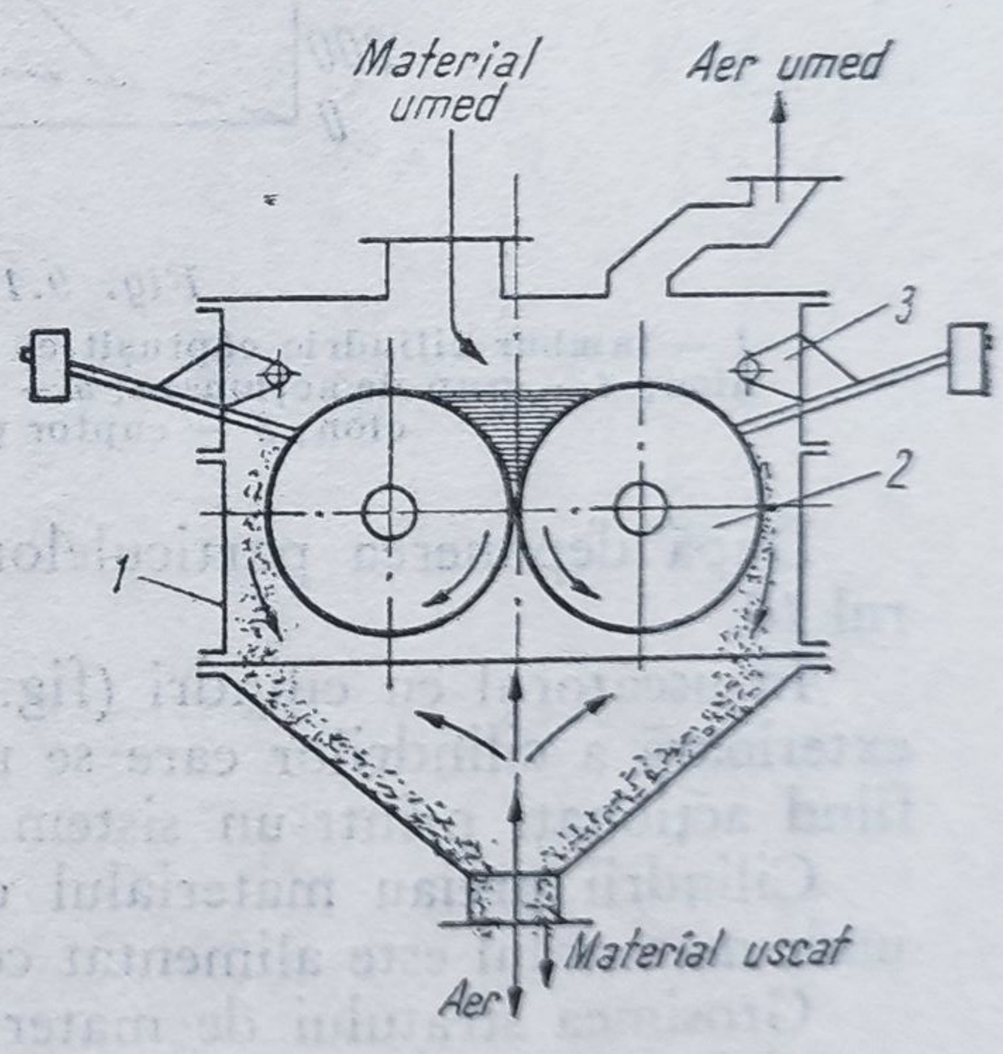


Fig. 9.13. Uscător cu cilindri:
1 — corp; *2* — cilindri rotativi; *3* — sisteme pentru desprinderea materialului de pe suprafața cilindrilor (dispozitivi de raclare).

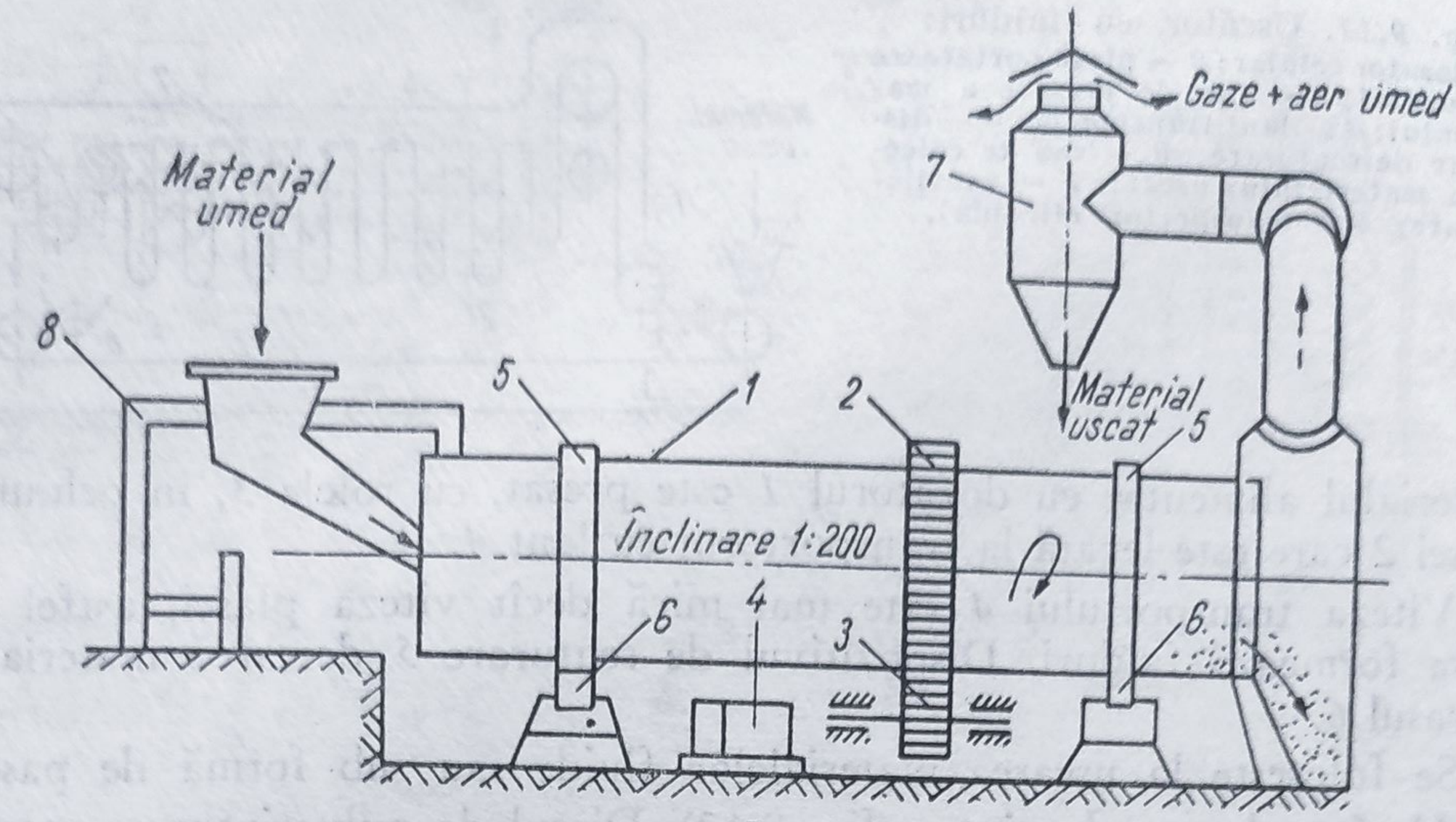


Fig. 9.14. Uscător rotativ:

1 — tambur cilindric căptuşit cu material refractar; *2* — coroană dinţată; *3* — pinion; *4* — grup de acţionare; *5* — bandaj de contact; *6* — rolă de sprijin; *7* — ciclon; *8* — cuptor pentru producerea gazelor arse.

După depunerea particulelor fine, gazele sînt evacuate cu exhaustorul *10*.

În uscătorul cu cilindri (fig. 9.13), uscarea se realizează pe suprafaţa exterioară a cilindrilor care se rotesc cu turaţii reduse (0.5 . . . 2 rot/min) fiind acţionaţi printr-un sistem de reductoare şi variator de turaţie.

Cilindrii preiau materialul din triunghiul curbiliniu format între ei, unde materialul este alimentat continuu.

Grosimea stratului de material este mică (circa 1 mm). Materialul se usucă în timpul rotirii cilindrilor şi este evacuat cu racleta 3.

Uscătorul rotativ (fig. 9.14) are tamburul prevăzut la capete cu sisteme de etanşare.

Materialul parcurge interiorul tamburului (în echicurent cu gazele arse) fiind amestecat de sisteme de împrăştiere (discuri, bare, poliţe).

Tamburul se sprijină pe rolele *6*, prin intermediul bandajelor *5*.

Ⓒ Uscătoare cu pulverizare

V. 1c + 2c + 3c + 4c + 5c

Ca la 3C + etanșări corecte + funcționare optimă a exhaustorului

Pulverizare corectă (funcționare optimă a duzelor, injectoarelor, viteză corespunzătoare a gazelor la intrarea și ieșirea din spațiul de uscare

Ca la 3C + etanșări corecte + funcționare corespunzătoare a instalației de evacuare a gazelor (exhaustor)

Pulverizare eficientă (funcționare corectă a duzelor, injectoarelor), umiditate corespunzătoare a materialului alimentat, presiune, temperatură și debit optim de agent de uscare

Etanșări corecte la conducte, reglare corespunzatoare a amestecului gaz-aer

Funcționare corectă a instalației de producere a gazelor și a amestecului gaz-aer. Izolații termice corespunzătoare

Ⓓ Uscătoare rotative

Funcționare corespunzătoare a cuptorului de producere a gazelor arse. Etanșări corecte la capetele tamburului

Ca la 1D + funcționare corectă a sistemelor de alimentare cu gaze arse

Condiții corespunzătoare de pregătire a materialului umed (umiditate, granulație, cantitate), temperatură și debit optim al gazelor arse, etanșări corespunzătoare

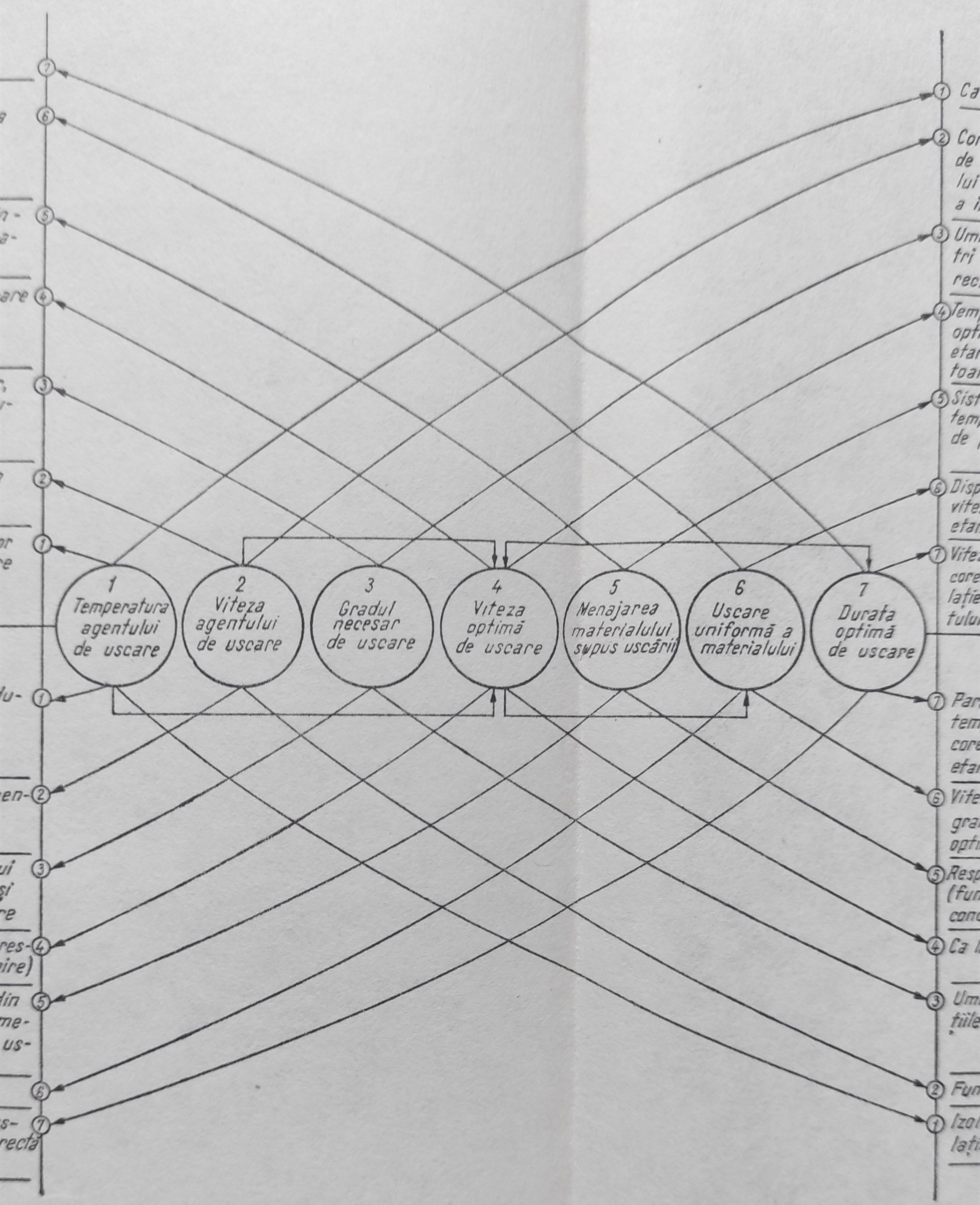
Ca la 1D + 2D + turație optimă la tambur (acționare corespunzătoare, funcționare corectă a organelor de sprijinire)

Montaj și întreținere corectă a șicanelor (paletelor) din interiorul tamburului. Turație optimă la tambur. Parametri optimi (temperatură, debit, viteză) a agentului de uscare

Ca la 1D + 2D + 5D

Ca la 5D + alimentare cu material de umiditate corespunzătoare și în cantități optime (funcționare corectă asist. de alimentare)

Fig. 9.16. Principale condiții c



9.16. Principale condiții constructive și funcționale impuse utilajelor pentru

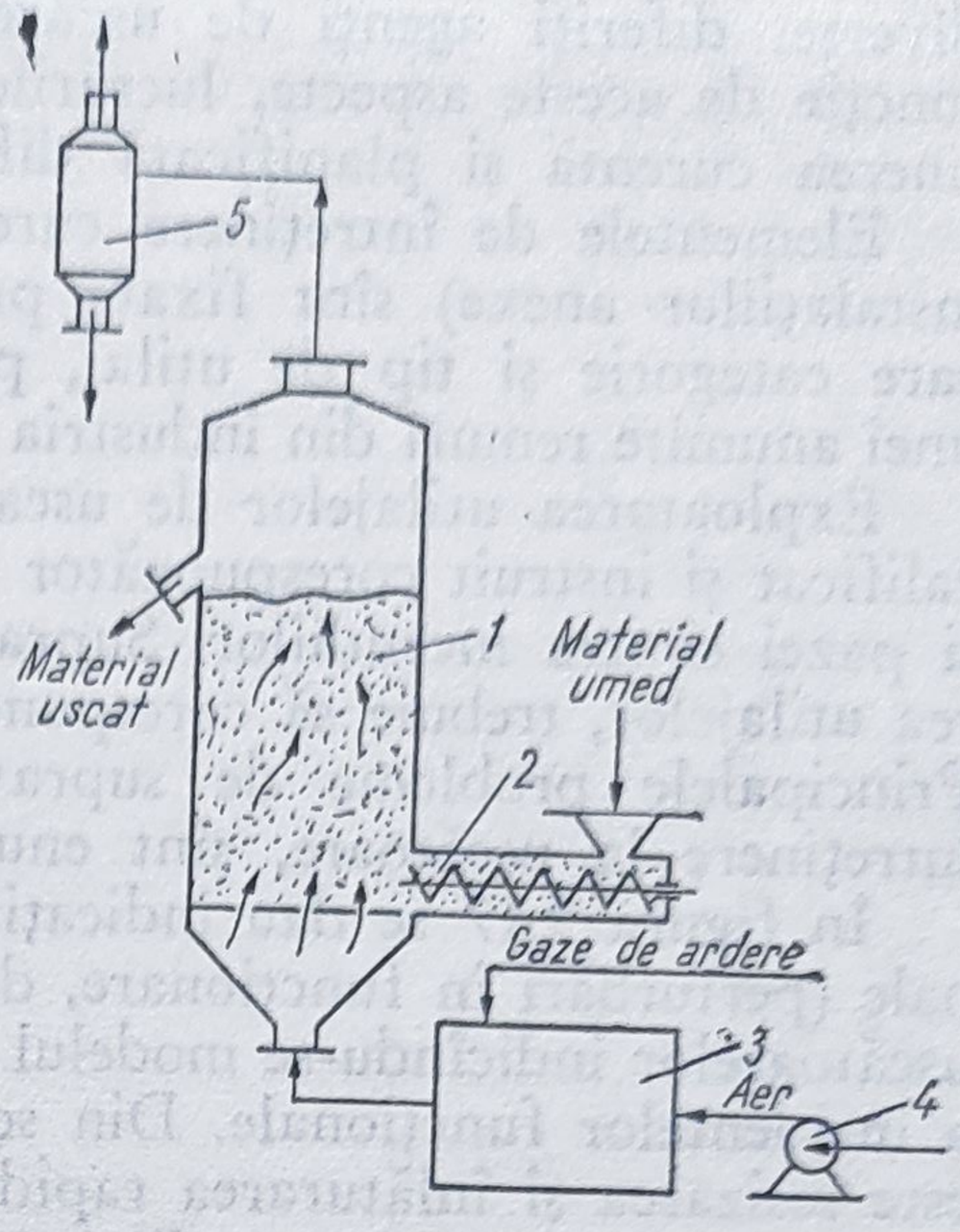


Fig. 9.15. Uscător în strat fluidizat:
1 — corpul uscătorului (căptușit refractar); *2* — transportor elicoidal; *3* — cameră de amestec (gaze-aer); *4* — suflantă; *5* — ciclon.

La uscătorul în strat fluidizat transferul de căldură și de substanță între fazele în contact, se intensifică în interiorul stratului fluidizat (fig. 9.15).

2. *Condiții principale constructive și funcționale impuse utilajelor pentru uscare*

Pornind de la particularitățile procesului de uscare și de la numărul foarte mare de variabile care influențează operația de uscare, unele fiind specifice materialelor prelucrate, altele procesului de uscare, cum sînt: umiditatea inițială și finală a materialului, viteza de uscare, parametrii aerului de uscare, gradul de mărunțire a materialului, modul de așezare în timpul uscării, starea de agitare a materialului, modul de contact între faze etc. se pot enunța, corespunzător fiecărui tip de uscător, principalele condiții impuse în construcție și funcționare. Aceste condiții generale sînt arătate în figura 9.16.

D. EXPLOATAREA ȘI ÎNTREȚINEREA USCĂTOARELOR

În cadrul proceselor tehnologice din industria chimică, utilajele de uscare lucrează în cele mai diversificate condiții: medii ambiante

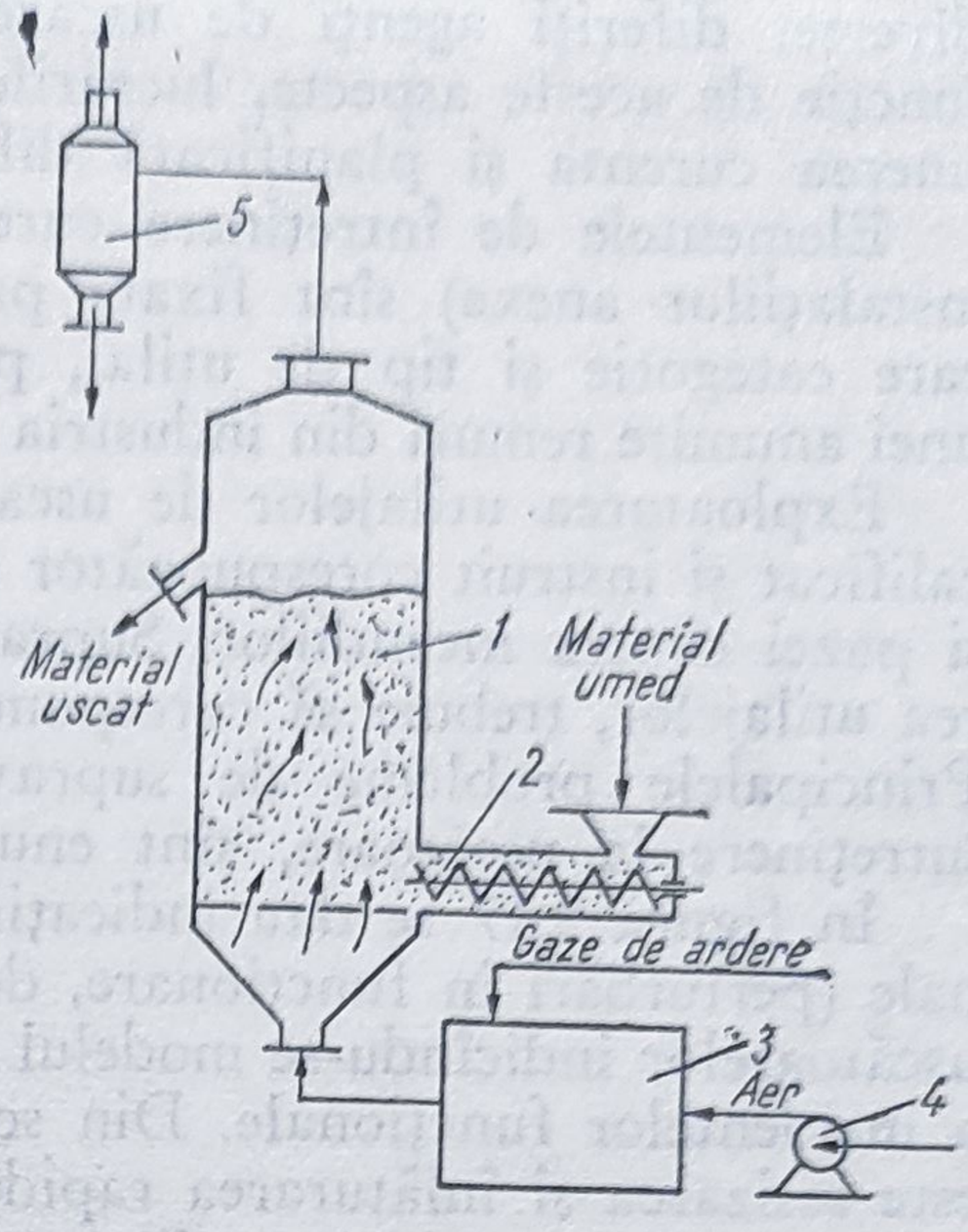


Fig. 9.15. Uscător în strat fluidizat:
1 – corpul uscătorului (căptușit refractar); *2* – transportor elicoidal; *3* – cameră de amestec (gaze-aer); *4* – suflantă; *5* – ciclon.

La uscătorul în strat fluidizat transferul de căldură și de substanță între fazele în contact, se intensifică în interiorul stratului fluidizat (fig. 9.15).

2. *Condiții principale constructive și funcționale impuse utilajelor pentru uscare*

Pornind de la particularitățile procesului de uscare și de la numărul foarte mare de variabile care influențează operația de uscare, unele fiind specifice materialelor prelucrate, altele procesului de uscare, cum sînt: umiditatea inițială și finală a materialului, viteza de uscare, parametrii aerului de uscare, gradul de mărunțire a materialului, modul de așezare în timpul uscării, starea de agitare a materialului, modul de contact între faze etc. se pot enunța, corespunzător fiecărui tip de uscător, principalele condiții impuse în construcție și funcționare. Aceste condiții generale sînt arătate în figura 9.16.

D. EXPLOATAREA ȘI ÎNTREȚINEREA USCĂTOARELOR

În cadrul proceselor tehnologice din industria chimică, utilajele de uscare lucrează în cele mai diversificate condiții: medii ambiante

diverse, diferiţi agenţi de uscare, diverse materiale supuse uscării. În funcţie de aceste aspecte, lucrările de supraveghere a funcţionării, întreţinerea curentă şi planificată diferă la fiecare tip de uscător.

Elementele de întreţinere curentă şi planificată a uscătoarelor (şi a instalaţiilor anexe) sînt fixate prin normative de reparaţii pentru fiecare categorie şi tip de utilaj, pentru fiecare mediu de lucru, specific unei anumite remuri din industria chimică.

Exploatarea utilajelor de uscare trebuie să se facă de către personal calificat şi instruit corespunzător în problemele tehnicii securităţii muncii şi pazei contra incendiilor. Supravegherea funcţionării, pornirea şi oprirea utilajelor, trebuie să corespundă instrucţiunilor interne de exploatare. Principalele probleme de supraveghere în funcţionare, exploatarea şi întreţinere la uscătoare, sînt enumerate în tabela 9.2.

În figura 9.17 se dau indicaţii asupra principalelor incidente funcţionale (perturbări în funcţionare, defecţiuni, avarii) posibile în exploatarea uscătoarelor indicîndu-se modelul mecanismului de apariţie şi generalizare a incidentelor funcţionale. Din schemă se deduce uşor cît de importantă este sesizarea şi înlăturarea rapidă a oricărui incident funcţional, înainte ca acesta să capete proporţiile avariilor.

În exploatarea uscătoarelor se impun, ca principale elemente de protecţia muncii, următoarele:

— uscarea substanţelor toxice se face în uscătoare perfect etanşe şi prevăzute cu dispozitive de neutralizare a noxelor;

— desfăşurarea procesului de producţie la uscătoarele pentru substanţe toxice sau explozive se face sub supravegherea permanentă, asigurîndu-se dotarea uscătoarelor cu aparatură corespunzătoare de măsurat şi control al temperaturii; utilajele din această categorie sînt echipate cu dispozitive de inundare cu abur şi cu dispozitive de termostatare reglate sub punctul de autoaprindere;

— nu se admite funcţionarea uscătoarelor la care aerul umed (evacuat din uscător) este scos în hala de producţie;

— deschiderea uscătoarelor cu funcţionare discontinuă, pentru evacuarea materialelor uscate, se face numai după răcirea interiorului cuptorului la 35°C şi după ce se verifică analitic degazarea acestora; personalul va purta echipament de protecţie.

E. APLICAŢII

Calcule tehnologice

1. Să se calculeze conţinutul de umezeală al aerului la temperatura de 25°C, ştiind că starea sa higrometrică este $\varphi = 0{,}7$ şi că se află la pre-

	ratoare) 3. Pornirea instalaţiei de evacuare a materialului uscat	2	E 4,
B Supravegherea funcţionării	● Supravegherea stării generale funcţionale a utilajului: comportarea sistemelor de alimentare cu gaze calde, a sistemelor de evacuare a gazelor, a alimentării şi evacuării materialului, a etanşărilor, a sistemelor de acţionare	–	
	● Urmărirea continuă a parametrilor de lucru: viteza agentului de uscare, temperatura agentului de uscare, debitul de agent de uscare, consum specific de energie electrică şi combustibil pentru producerea gazelor calde	–	
C Oprirea 4* – dacă este cazul	1. Se opreşte alimentarea cu material 2. După evacuarea întregului material din uscător, se opreşte instalaţia de alimentare cu agent de uscare 3. Se opreşte instalaţia de evacuare a gazelor (aerului) umed din uscător 4.* Se deschide uscătorul numai după ce temperatura din uscător a scăzut sub 35° şi gazele au fost complet evacuate	Etape: Se întrerupe alimentarea cu agent de uscare; Se răceşte uscătorul pînă la +35°C; Se deschide uscătorul	E S m d S ca cu S la a
D Întreţinere curentă	● Curăţire a spaţiului de lucru ● Înlocuirea sistemelor de etanşare uzate ● Înlocuirea elementelor uzate de la sistemele de alimentare cu agent de uscare (conducte, vane, armături) ● Reparaţii curente la izolaţii termice exterioare ● Lucrări de întreţinere la carcasa uscătoarelor (corp, uşi, balamale, flanşe, suporturi) ● Lucrări de întreţinere la bateriile de încălzire, ventilatoare, exhaustoare ● Lucrări de întreţinere curentă la lagăre (ungere, răcire), cuplaje, sisteme de acţionare motor-reductor)	Lucrări de întreţinere curentă la uşi, corp, tăvi, conducte	L ţi uş va

luate din materialul uscat).

Etape: Se întrerupe alimentarea cu agent de uscare; Se întrerupe încărcarea vagonetilor cu material; Se întrerupe instalația de evacuare a gazelor	Etape: 1, 2, 3, 4	Etape: 1, 2, 3	Etape: 1, 2, 3	Etape: 1, 2, 3	Etape: 1, 2, 3	Etape: Se întrerupe alimentarea cu material. Se mărește viteza agentului de fluidizare pînă cînd este evacuat tot materialul Se închide alimentarea cu agent de fluidizare
Lucrări de întreținere curentă la uși, corp, trolii, vagonete	Lucrări de întreținere curentă la benzi, tamburele benzilor, lagăre, sisteme de acționare (cuplaje, reductoare, transmisii)	Lucrări de întreținere curentă la transportul cu lanț (aceleași ca la transportorul cu bandă) la dozator, la transportor elicoidal	Lucrări de întreținere curentă la duze, pulverizatoare, cicloane, conducte	Lucrări de întreținere curentă la cilindri, lagărele cilindrilor, sistemul de acționare a cilindrilor, ungere, răcire la cilindri, curățirea periodică	Lucrări de întreținere curentă la coroana de acționare, (ungere, curățire, centrare), role, lagărele rolelor, bandaje, cicloane, etanșări frontale, zidărie refractară	Lucrări de întreținere curentă la ciclon, grătare, etanșări la corp și la conducte conducte

Tabela 9.2

Principalele elemente de exploatare și întreținere la uscătoare

	Lucrări specifice fiecărui tip de uscător						
eră	Uscăzor tunel	Uscător cu benzi	Uscător cu falduri	Uscător cu pulverizare	Uscător cu cilindri	Uscător rotativ	Uscător în strat fluidizat
or, or, ra- in-	Controlul stării vagonetilor și a rafturilor, controlul troliilor de tractare	Controlul funcționării transportoarelor cu bandă	Controlul funcționării transportoarelor cu lanț și a plasei purtătoare	Controlul duzelor, legăturilor la cicloane	Controlul stării funcționale a cilindrilor și a sistemelor de raclare	Controlul sistemelor de acționare și sprijinire a tamburului pe role. Controlul etanșărilor la capete	Controlul legăturilor la cicloane și la alimentare (transportor)
	Etape: 4, 3, 2	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 4, 2, 3
	–	Supravegherea funcționării benzilor transportoare și a sistemelor de acționare a benzilor	Supravegherea funcționării lanțului transportor și a sistemului de acționare a lanțului transportor	Supravegherea funcționării duzelor	Supravegherea funcționării cilindrilor și a sistemelor de raclare	Supravegherea funcționării sistemului de acționare a tamburului, a sprijinirii bandajelor pe role, a etanșărilor	–
	–	Se urmărește continuu evacuarea produsului, gradul de uscare și uniformitatea uscării. Starea materialului (prin probe luate din materialul uscat).					

Principalele elemente de exploatare și întreținere la uscătoare

Probleme generale de exploatare și întreținere	Lucrări generale	Lucrări specifice fiecărui tip de uscător					
		Uscător de cameră	Uscăzor tunel	Uscător cu benzi	Uscător cu faîduri	Uscător cu pulverizare	Uscător cu c
A	1. Control general al utilajului și al	Controlul uşilor, urilor, tăvilor, luctelor și ra-ărilor la in-ţii	Controlul stării vagoneților și a rafturilor, controlul troliilor de tractare	Controlul funcționării transportoarelor cu bandă	Controlul funcționării transportoarelor cu lanț și a plasei purtătoare	Controlul duzelor, legăturilor la cicloane	Controlul funcționale lindrilor și temelor de
		e: 2	Etape: 4, 3, 2	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4
	ratoare) 3. Pornirea instalației de evacuare a materialului uscat						
B Supravegherea funcționării	● Supravegherea stării generale funcționale a utilajului: comportarea sistemelor de alimentare cu gaze calde, a sistemelor de evacuare a gazelor, a alimentării și evacuării materialului, a etanșărilor, a sistemelor de acționare	–	–	Supravegherea funcționării benzilor transportoare și a sistemelor de acționare a benzilor	Supravegherea funcționării lanțului transportor și a sistemului de acționare a lanțului transportor	Supravegherea funcționării duzelor	Supravegh funcționări drilor și a s lor de rac
	● Urmărirea continuă a parametrilor de lucru: viteza agentului de uscare, temperatura agentului de uscare, debitul de agent de uscare, consum specific de energie electrică și combustibil pentru producerea gazelor calde	–	–	Se urmărește continuu evacuarea produsului, gradul de uscare și uniformit luate din materialul uscat).			
C	1. Se oprește alimentarea cu material	Etape:	Etape:	Etape:	Etape:	Etape:	Etape:
		1, 2, 3	1, 2, 3	1, 2, 3, 4	1, 2, 3	1, 2, 3	1, 2, 3

	● Urmărirea continuă a parametrilor de lucru: viteza agentului de uscare, temperatura agentului de uscare, debitul de agent de uscare, consum specific de energie electrică și combustibil pentru producerea gazelor calde	–	–	Se urmărește continuu evacuarea produsului, gradul de uscare și uniformita luate din materialul uscat).			
C Oprirea 4* – dacă este cazul	1. Se oprește alimentarea cu material 2. După evacuarea întregului material din uscător, se oprește instalația de alimentare cu agent de uscare 3. Se oprește instalația de evacuare a gazelor (aerului) umed din uscător 4.* Se deschide uscătorul numai după ce temperatura din uscător a scăzut sub 35° și gazele au fost complet evacuate	Etape: Se întrerupe alimentarea cu agent de uscare; Se răcește uscătorul pînă la +35°C; Se deschide uscătorul	Etape: Se întrerupe alimentarea cu agent de uscare; Se întrerupe încărcarea vagoneților cu material; Se întrerupe instalația de evacuare a gazelor	Etape: 1, 2, 3, 4	Etape: 1, 2, 3	Etape: 1, 2, 3	Etape: 1, 2, 3
D Întreținere curentă	● Curățire a spațiului de lucru ● Înlocuirea sistemelor de etanșare uzate ● Înlocuirea elementelor uzate de la sistemele de alimentare cu agent de uscare (conducte, vane, armături) ● Reparații curente la izolații termice exterioare ● Lucrări de întreținere la carcasa uscătoarelor (corp, uși, balamale, flanșe, suporturi) ● Lucrări de întreținere la bateriile de încălzire, ventilatoare, exhaustoare ● Lucrări de întreținere curentă la lagăre (ungere, răcire), cuplaje, sisteme de acționare motor-reductor)	Lucrări de întreținere curentă la uși, corp, tăvi, conducte	Lucrări de întreținere curentă la uși, corp, trolii, vagonete	Lucrări de întreținere curentă la benzi, tamburele benzilor, lagăre, sisteme de acționare (cuplaje, reductoare, transmisii)	Lucrări de întreținere curentă la transportul cu lanț (aceleași ca la transportorul cu bandă) la dozator, la transportor elicoidal	Lucrări de întreținere curentă la duze, pulverizatoare, cicloane, conducte	Lucrări de ținere cure cilindri, l cilindrilor, mul de ac a cilindril gere, răcir lindri, cur periodică

Tabela 9.2

Principalele elemente de exploatare și întreținere la uscătoare

Probleme generale de exploatare și întreținere	Lucrări generale	Lucrări specifice fiecărui tip de uscător							
		Uscător de cameră	Uscător tunel	Uscător cu benzi	Uscător cu faiduri	Uscător cu pulverizare	Uscător cu cilindri	Uscător rotativ	Uscător în strat fluidizat
A	1. Control general al utilajului și al	Controlul ușilor, rilor, tăvilor, luctelor și ra-ărilor la in-ații	Controlul stării vagonetilor și a rafturilor, controlul troliilor de tractare	Controlul funcționării transportoarelor cu bandă	Controlul funcționării transportoarelor cu lanț și a plasei purtătoare	Controlul duzelor, legăturilor la cicloane	Controlul stării funcționale a cilindrilor și a sistemelor de raclare	Controlul sistemelor de acționare și sprijinire a tamburului pe role. Controlul etanșărilor la capete	Controlul legăturilor la cicloane și la alimentare (transportor)
	ratoare) 3. Pornirea instalației de evacuare a materialului uscat	e: 2	Etape: 4, 3, 2	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 2, 3, 4	Etape: 4, 2, 3
B Supravegherea funcționării	● Supravegherea stării generale funcționale a utilajului: comportarea sistemelor de alimentare cu gaze calde, a sistemelor de evacuare a gazelor, a alimentării și evacuării materialului, a etanșărilor, a sistemelor de acționare	–	–	Supravegherea funcționării benzilor transportoare și a sistemelor de acționare a benzilor	Supravegherea funcționării lanțului transportor și a sistemului de acționare a lanțului transportor	Supravegherea funcționării duzelor	Supravegherea funcționării cilindrilor și a sistemelor de raclare	Supravegherea funcționării sistemului de acționare a tamburului, a sprijinirii bandajelor pe role, a etanșărilor	–
	● Urmărirea continuă a parametrilor de lucru: viteza agentului de uscare, temperatura agentului de uscare, debitul de agent de uscare, consum specific de energie electrică și combustibil pentru producerea gazelor calde	–	–	Se urmărește continuu evacuarea produsului, gradul de uscare și uniformitatea uscării. Starea materialului (prin probe luate din materialul uscat).					
C Oprirea 4* – dacă este cazul	1. Se oprește alimentarea cu material 2. După evacuarea întregului material din uscător, se oprește instalația de alimentare cu agent de uscare 3. Se oprește instalația de evacuare a gazelor (aerului) umed din uscător 4.* Se deschide uscătorul numai după ce temperatura din uscător a scăzut sub 35° și gazele au fost complet evacuate	Etape: Se întrerupe alimentarea cu agent de uscare; Se răcește uscătorul până la +35°C; Se deschide uscătorul	Etape: Se întrerupe alimentarea cu agent de uscare; Se întrerupe încărcarea vagonetilor cu material; Se întrerupe instalația de evacuare a gazelor	Etape: 1, 2, 3, 4	Etape: 1, 2, 3	Etape: 1, 2, 3	Etape: 1, 2, 3	Etape: 1, 2, 3	Etape: Se întrerupe alimentarea cu material. Se mărește viteza agentului de fluidizare până când este evacuat tot materialul Se închide alimentarea cu agent de fluidizare
D Întreținere curentă	● Curățire a spațiului de lucru ● Înlocuirea sistemelor de etanșare uzate ● Înlocuirea elementelor uzate de la sistemele de alimentare cu agent de uscare (conducte, vane, armături) ● Reparații curente la izolații termice exterioare ● Lucrări de întreținere la carcasa uscătoarelor (corp, uși, balamale, flanșe, suporturi) ● Lucrări de întreținere la bateriile de încălzire, ventilatoare, exhaustoare ● Lucrări de întreținere curentă la lagăre (ungere, răcire), cuplaje, sisteme de acționare motor-reductor)	Lucrări de întreținere curentă la uși, corp, tăvi, conducte	Lucrări de întreținere curentă la uși, corp, trolii, vagonete	Lucrări de întreținere curentă la benzi, tamburele benzilor, lagăre, sisteme de acționare (cuplaje, reductoare, transmisii)	Lucrări de întreținere curentă la transportul cu lanț (aceleași ca la transportorul cu bandă) la dozator, la transportor elicoidal	Lucrări de întreținere curentă la duze, pulverizatoare, cicloane, conducte	Lucrări de întreținere curentă la cilindri, lagărele cilindrilor, sistemul de acționare a cilindrilor, ungere, răcire la cilindri, curățirea periodică	Lucrări de întreținere curentă la coroana de acționare, (ungere, curățire, centrare), role, lagărele rolelor, bandaje, cicloane, etanșări frontale, zidărie refractară	Lucrări de întreținere curentă la ciclon, grătare, etanșări la corp și la conducte conducte

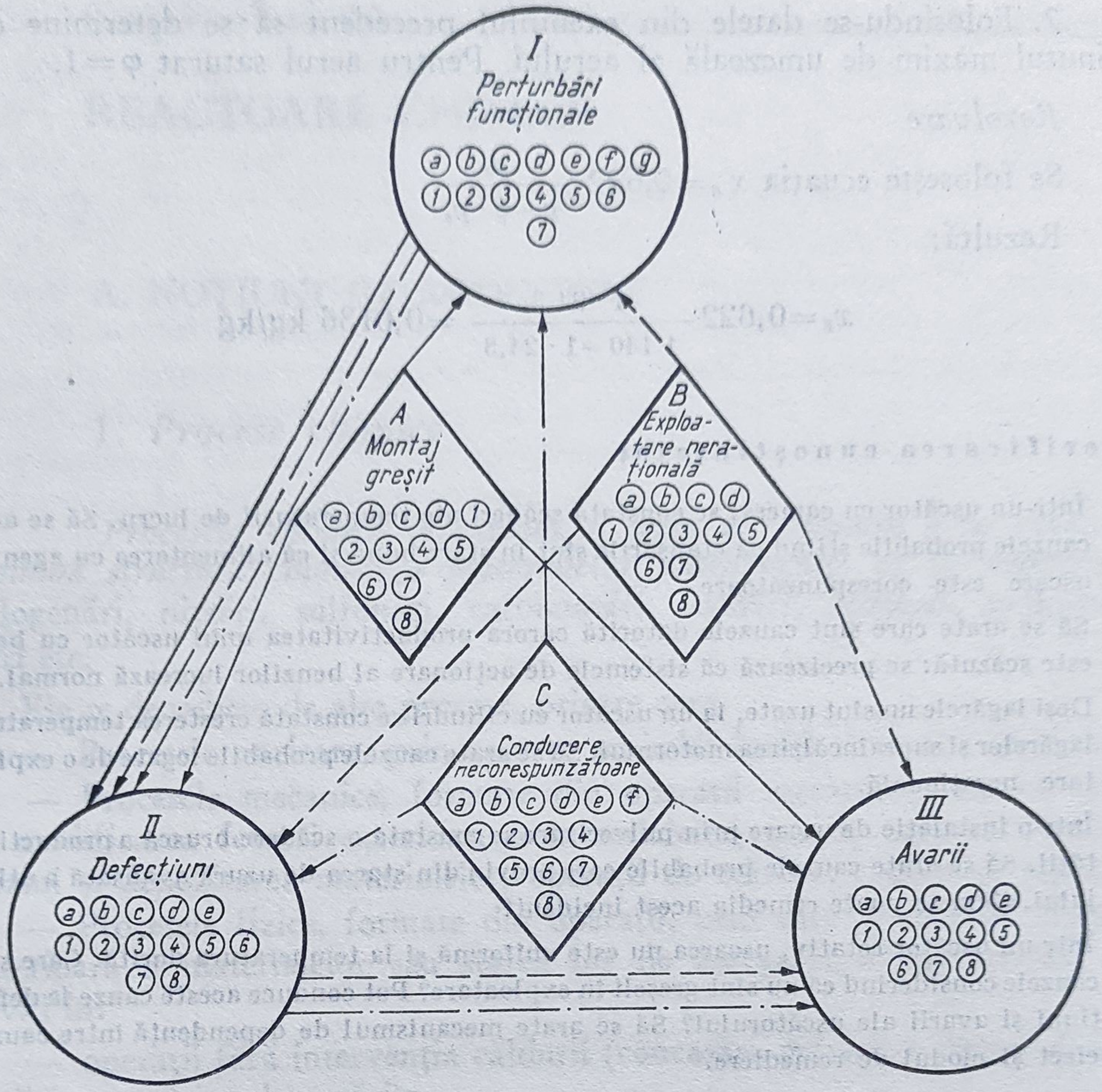


Fig. 9.17. **Principale incidente funcționale în exploatarea uscătoarelor — schema interdependenței cauzelor:**

1 **— uscător cu cameră;** ***2*** **— uscător tunel;** ***3*** **— uscător cu bandă;** ***4*** **— uscător cu falduri;** ***5*** **— uscător cu pulverizare;** ***6*** **— uscător cu cilindri;** ***7*** **— uscător rotativ;** ***8*** **— uscător în strat fluidizat; I — perturbări funcționale; II — defecțiuni; III — avarii.**

siunea de 1,5 at. Presiunea de saturație a vaporilor de apă la 25°C este $p_s = 0{,}032$ at.

Rezolvare

Se aplică relațiile $\varphi = \frac{p_s}{p_v}$ și $x = 0{,}622 \frac{p_v}{p - p_v}$ (v. tab. 9.1). Înlocuind, rezultă:

$$x = 0{,}622 \frac{0{,}7\,(0{,}032 \cdot 760)}{(1{,}5 \cdot 760) - 0{,}7\,(0{,}032 \cdot 760)} = 0{,}009 \text{ kg/kg}$$

2. Folosindu-se datele din exemplul precedent să se determine conţinutul maxim de umezeală al aerului. Pentru aerul saturat $\varphi=1$.

Rezolvare

Se foloseşte ecuaţia $x_s=0{,}622\ \frac{p_s}{p-\varphi\cdot p_s}$

Rezultă:

$$x_s=0{,}622\ \frac{1\cdot 24{,}3}{1\,140-1\cdot 24{,}3}=0{,}0136\ \text{kg/kg}$$

Verificarea cunoştinţelor

1. **Într-un uscător cu cameră, se constată scăderi ale temperaturii de lucru. Să se arate cauzele probabile ştiind că etanşările sînt în stare bună şi că alimentarea cu agent de uscare este corespunzătoare.**
2. **Să se arate care sînt cauzele datorită cărora productivitatea unui uscător cu benzi este scăzută: se precizează că sistemele de acţionare al benzilor lucrează normal.**
3. **Deşi lagărele nu sînt uzate, la un uscător cu cilindri se constată creşterea temperaturii lagărelor şi supraîncălzirea motorului. Să se arate cauzele probabile legate de o exploatare neraţională.**
4. **Într-o instalaţie de uscare prin pulverizare se constată o scădere bruscă a productivităţii. Să se arate cauzele probabile care provin din starea de uzură avansată a utilajului. Cum se poate remedia acest incident?**
5. **Într-un uscător rotativ, uscarea nu este uniformă şi la temperatura dorită. Care sînt cauzele considerînd că nu sînt greşeli în exploatare? Pot conduce aceste cauze la defecţiuni şi avarii ale uscătorului? Să se arate mecanismul de dependenţă între cauze-efect şi modul de remediere.**

Capitolul 10

REACTOARE CHIMICE

A. NOŢIUNI INTRODUCTIVE

1. *Procese chimice*

Procesele chimice reprezintă o serie de operaţii, prin care se schimbă structura chimică a materialelor participante, ca de exemplu: halogenări, nitrări, sulfonări, carbonatări, oxidări, reduceri, polimerizări etc.

Ele se deosebesc de alte procese, printre care:

— Procesele nucleare, prin care se schimbă însăşi structura atomului.

— Procesele mecanice, formate din operaţii mecanice, care nu duc la modificarea formei exterioare a materialelor, ca, de exemplu: transportul şi depozitarea materialelor, operaţii de măsură, control şi reglare.

— Procesele fizice, formate din operaţii, prin care se schimbă forma exterioară a materialelor sau starea lor de agregare; aceste operaţii se divid în:

— operaţii fără intervenţia căldurii (concasări, măcinări, sortări, amestecări, separări, aglomerări);

— operaţii cu intervenţia căldurii sau operaţii termice (încălziri, răciri, uscări, evaporări, distilări, lichefieri, topiri, sublimări etc.);

— operaţii datorită suprafeţelor active (absorbţii, adsorbţii, extracţii, flotaţii etc.);

— operaţii cu ajutorul electricităţii (separarea electrostatică sau electromagnetică, încălzirea prin curenţi de inducţie etc.).

2. *Prelucrarea fizică şi chimică a materialelor*

Într-o instalaţie chimică, materialele sînt supuse succesiv la o serie de prelucrări fizice şi chimice, în conformitate cu procesul tehno-

logic adoptat, care constituie totalitatea operațiilor succesive, paralele sau ciclice, de natură mecanică, fizică, chimică sau combinată, datorită cărora din materiile prime introduse în fabricație, la terminarea ciclului se obțin produsele finite dorite.

La unele procese tehnologice predomină operațiile de natură mecanică sau fizică, iar altele, procesele chimice.

Operațiile nechimice (fizice și mecanice) comune mai multor procese tehnologice complet diferite, se numesc *operații tip* sau *procese unitare.*

Utilajele în care au loc operațiile unitare au construcție asemănătoare (sau chiar identică) indiferent de procesul tehnologic, în care se petrece operația nechimică respectivă, iar utilajele în care se petrec procesele chimice (reactoarele chimice), procese specifice fiecărui proces tehnologic, au construcție specifică.

Aceasta indică imposibilitatea studierii reactoarelor pe grupe, așa cum se procedează cu utilajele în care se petrec procese nechimice, fiind necesar studiul individual al fiecărui reactor.

3. *Deosebirile esențiale între utilajele de prelucrare fizică și utilajele de prelucrare chimică*

Utilajele ce compun o instalație chimică pot fi:

— utilaje în care au loc procese mecanice, fizice, hidro-aerodinamice, termice și de difuziune;

— utilajele în care au loc procese chimice, denumite reactoare chimice.

În reactoarele chimice, pe lîngă procesele chimice se desfășoară concomitent procese fizice, ca: transfer de masă, de căldură, de impuls.

4. *Reactoare chimice*

Reactoarele chimice reprezintă recipientele în care au loc reacțiile chimice, ca de exemplu: halogenări, nitrări, sulfonări, carbonatări, disocieri termice, oxidări, reduceri.

Ele constituie utilajele tehnologice fundamentale ale instalațiilor chimice.

Reactoarele chimice au următoarele *funcțiuni:*

— recepționează reactanții gazoși, lichizi, solizi (sau combinați);

— realizează și desăvîrșesc reacțiile chimice, pentru obținerea produselor pentru care au fost proiectate;

— prin dimensionarea lor corectă, asigură volumul de reacție necesar, viteza de reacție și timpul de contact;

— asigură randamentele de transformare ale substanțelor și consumurile specifice de materii prime, auxiliare și utilități, conducînd la un cost cît mai scăzut al produsului, făcîndu-l competitiv pe piața internă și internațională;

— realizează evacuarea produselor obținute la concentrațiile, temperaturile și presiunile proiectate.

Elementele funcționale ale reactorului sînt:

— volumul de reacție calculat;

— suprafețele de transfer de căldură;

— suprafețele de transfer de masă (adsorbții, absorbții, cataliză).

B. CLASIFICAREA REACȚIILOR ȘI A REACTOARELOR CHIMICE

1. *Clasificarea reacțiilor chimice*

Reacțiile chimice se clasifică după mai multe criterii.

După mecanismul de reacție, se deosebesc reacții:

— *reversibile* (bilaterale);

— *ireversibile* (unilaterale);

— *complexe* (paralele, consecutive și paralele consecutive);

— *autocatalitice* (unul din produsele reacției, catalizează reacția în lanț, prin formarea unor radicali liberi sau atomi, care nu apar în produsul final.

Reacțiile reversibile, la rîndul lor, se divid în:

— *Reacții reversibile deplasate*, în care datorită condițiilor termodinamice favorabile, se pot atinge randamente mari de reacție, ca de exemplu: oxidarea bioxidului de sulf la trioxid de sulf:

$$2\,SO_2 + O_2 \rightleftarrows 2\,SO_3; \qquad \Delta H^* = -91{,}2\ \text{KJ/mol}$$

---

* ΔH reprezintă variația de entalpie molară

— *Reacţii reversibile nedeplasate*, cu condiţii termodinamice, nefavorabile, cu un grad de transformare limitat, ca de exemplu: sinteza amoniacului din elemente:

$$N_2 + 3\,H_2 \rightleftarrows 2\,NH_3 \qquad \Delta H = -46{,}3\ kJ/mol$$

Printre reacţiile complexe se menţionează cracarea catalitică şi polimerizarea catalitică, care de la caz la caz, sînt reacţii ireversibile simple sau complexe.

Ca exemplu de reacţie autocatalitică se poate da formarea acidului bromhidric din brom şi hidrogen:

$$Br_2 + H_2 \rightleftarrows 2\,HBr \qquad \Delta H < 0$$

După natura fazelor sau **din punctul de vedere al sistemului de reacţie**, reacţiile chimice pot fi:

— *omogene*, cînd toţi reactanţii constituie o singură fază, ca de exemplu sinteza acidului clorhidric din elemente, cînd toţi reactanţii constituie o singură fază, faza gazoasă:

$$\underset{\text{gaz}}{H_2} + \underset{\text{gaz}}{Cl_2} \rightleftarrows \underset{\text{gaz}}{2\,HCl} \qquad \Delta H = -184{,}2\ kJ/mol$$

— *eterogene*, cînd reactanţii constituie două sau mai multe faze, ca de exemplu disocierea termică a carbonatului de calciu, prin arderea cocsului:

$$\underset{\text{solid}}{CaCO_3} \rightarrow \underset{\text{solid}}{CaO} + \underset{\text{gaz}}{CO_2} \qquad \Delta H = +178\ kJ/mol$$

$$\underset{\text{solid}}{C} + \underset{\text{gaz}}{O_2} \rightarrow \underset{\text{gaz}}{CO_2} \qquad \Delta H < 0$$

După starea de agregare a reactanţilor. Această clasificare are la bază combinarea celor trei stări de agregare: gaz, lichid, solid, între ele, ajungîndu-se la următoarele tipuri:

— *gaz-gaz* (omogene);
— *lichid-lichid* (lichide, miscibile, reacţii omogene);
— *gaz-lichid* (eterogene);
— *gaz-solid* (necatalitice — eterogene);
— *gaz-solid* (catalitice — eterogene);
— *lichid-lichid* (lichide nemiscibile, reacţii eterogene);

— *lichid-solid* (eterogene);

— *solid-solid* (eterogene-specifice industriei materialelor de construcţii).

După condiţiile termice, reacţiile chimice se împart în:

— *exoterme*, care decurg cu degajare de căldură;

— *endoterme*, care absorb căldură în timpul reacţiei;

— *mixte* (exoterme — endoterme).

După particularităţile termodinamice ale proceselor chimice, pot fi:

— *izoterme*, cînd reacţiile chimice sînt conduse la temperatură constantă;

— *adiabatice*, cînd reacţiile chimice se produc, fără să se introducă sau să se îndepărteze, căldură în sistem;

— *neadiabatice*, cînd se introduce sau se îndepărtează căldura din sistem.

După dinamica proceselor, reacţiile chimice pot avea loc continuu, semicontinuu şi discontinuu.

După tipul de circulaţie al reactanţilor în reactor, sînt:

— *reacţii cu concentraţie uniformă* în tot spaţiul de reacţie (cu agitare perfectă);

— *reacţii cu concentraţie neuniformă.*

2. *Clasificarea reactoarelor chimice*

Reactoarele chimice se clasifică după aceleaşi criterii ca şi reacţiile chimice.

După mecanismele de reacţie, reactoarele chimice se împart în:

— *reactoare pentru reacţii reversibile* (bilaterale);

— *reactoare pentru reacţii ireversibile* (unilaterale);

— *reactoare pentru reacţii complexe* (paralele, consecutive şi paralele-consecutive).

După natura fazelor, există:

— *reactoare pentru reacţii omogene*, cînd reactanţii constituie o singură fază;

— *reactoare pentru reacţii eterogene*, cînd reactanţii constituie două sau mai multe faze:

După starea de agregare a reactanţilor, pot fi:

— *reactoare gaz-gaz* (omogene);
— *reactoare lichid-lichid* (lichide miscibile —reacţii omogene)
— *reactoare gaz-lichid* (eterogene);
— *reactoare gaz-solid* (reacţii necatalitice, eterogene);
— *reactoare gaz-solid* (reacţii, catalitice, eterogene);
— *reactoare lichid-lichid* (lichide nemiscibile eterogene);
— *reactoare lichid-solid* (eterogene);
— *reactoare solid-solid* (reacţii chimice eterogene specifice industriei materialelor de construcţii).

După condiţiile termice, se deosebesc:

— *reactoare pentru reacţii exoterme,* în care reacţiile decurg cu degajare de căldură;

— *reactoare pentru reacţii endoterme,* cu absorbţie de căldură;
— *reactoare pentru reacţii mixte* (exoterme-endoterme)

Din punctul de vedere al presiunii de lucru, reactoarele chimice, ca şi recipientele în general intră în următoarele categorii:

— *categoria V:* reactoare (autoclave, recipiente) care lucrează alternativ la presiune şi depresiune, respectiv lucrează alternativ la presiune joasă, sub 16 daN/cm², urmată de vid şi invers (temperaturi maxime 200°C);

— *categoria IV:* reactoare (autoclave, recipiente turnuri şi coloane de reacţie) pentru presiune medie; ele reprezintă recipientele a căror presiune de regim se situează sub 50 daN/cm² (temperaturi —30° la +350°C);

— *categoria III, II, I:* reactoare (tuburi şi turnuri de reacţie, pentru presiuni mari; reprezintă recipienţii cu presiunea de regim între 50 şi 850 daN/cm² (temperaturi cuprinse între —200 şi 750°C).

Construirea, instalarea, funcţionarea, repararea şi controlul recipientelor sub presiune sînt reglementate prin Instrucţiunile tehnice C.4-73 — Normativ — I.S.C.I.R. —. Conform acestor instrucţiuni, recipientele se împart în cinci categorii, după presiunea şi temperatura la care lucrează.

Prin *presiune maximă admisă* sau *presiune nominală* se înţelege presiunea măsurată la partea superioară a recipientului la temperatura maximă admisă.

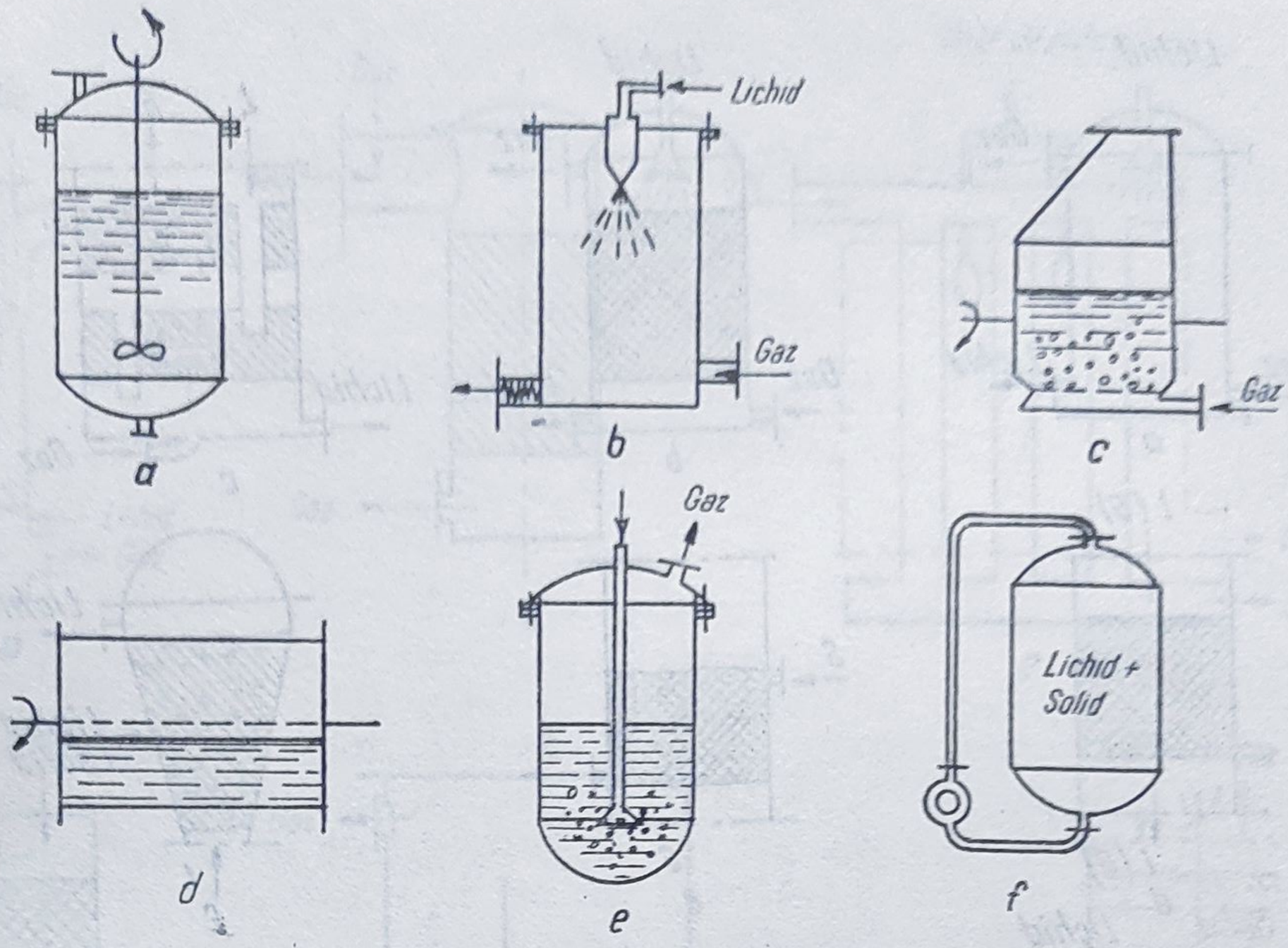


Fig. 10.1. Reactoare tip cameră de reacţie:

a — tip autoclavă; b — tip cameră de reacţie; c — tip convertizor; d — tip tobă rotativă; e — cu barbotare; f — tip autoclavă de recirculaţie.

După particularităţile termodinamice ale proceselor chimice, se deosebesc:

— *reactoare izoterme*, cînd reacţiile chimice sînt conduse la temperatură constantă;

— *reactoare adiabatice*, cînd reacţiile chimice, se produc fără să se îndepărteze sau să se introducă căldură în sistem;

— *reactoare neadiabatice* (se introduce sau se scoate căldură în sistem).

După dinamica proceselor, reactoarele chimice se construiesc pentru:

— reacţii care au loc continuu;

— reacţii care au loc semicontinuu;

— reacţii care au loc discontinuu.

După forma constructivă, se menţionează:

— *reactoare tip cameră de reacţie* (fig. 10.1);

— *reactoare tip coloană de reacţie* (fig. 10.2);

— *reactoare tip schimbătoare de căldură* (reactoare pentru reacţii catalitice) (fig. 10.3);

— *reactoare tip cuptor* (sobă de reacţie) (fig. 10.4).

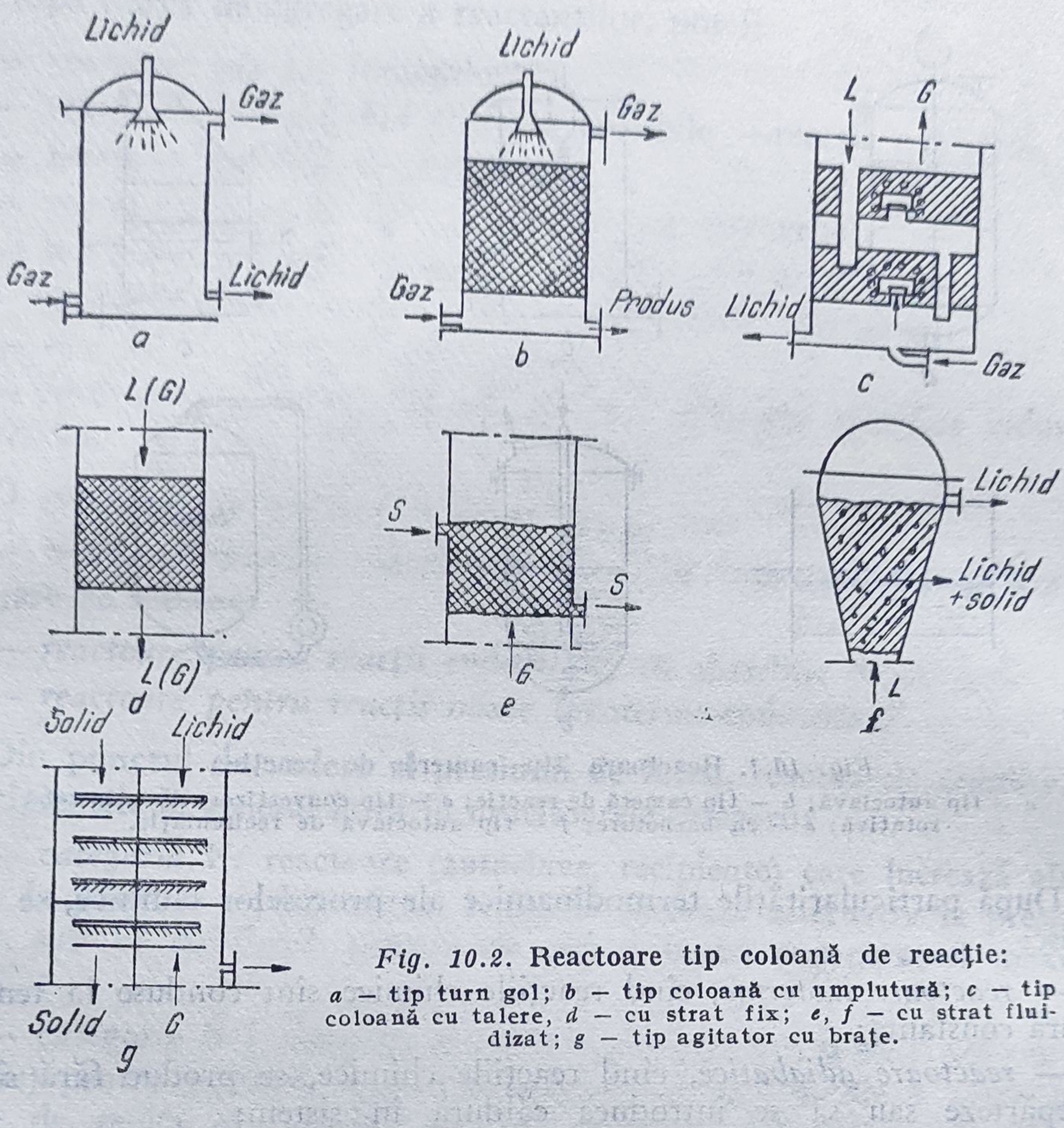


Fig. 10.2. **Reactoare tip coloană de reacţie:**
a — tip turn gol; *b* — tip coloană cu umplutură; *c* — tip coloană cu talere, *d* — cu strat fix; *e*, *f* — cu strat fluidizat; *g* — tip agitator cu braţe.

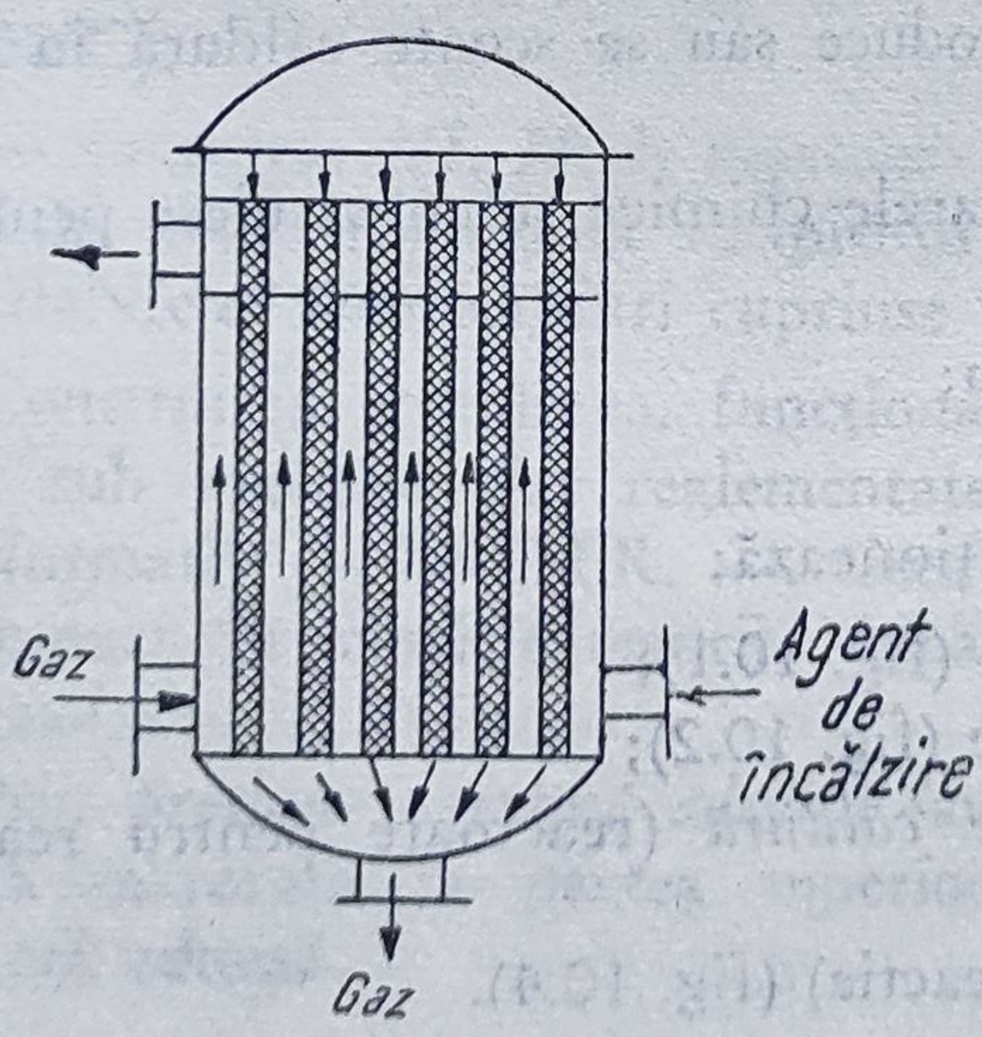


Fig. 10.3. **Reactor tip schimbător de căldură (pentru reacţii catalitice).**

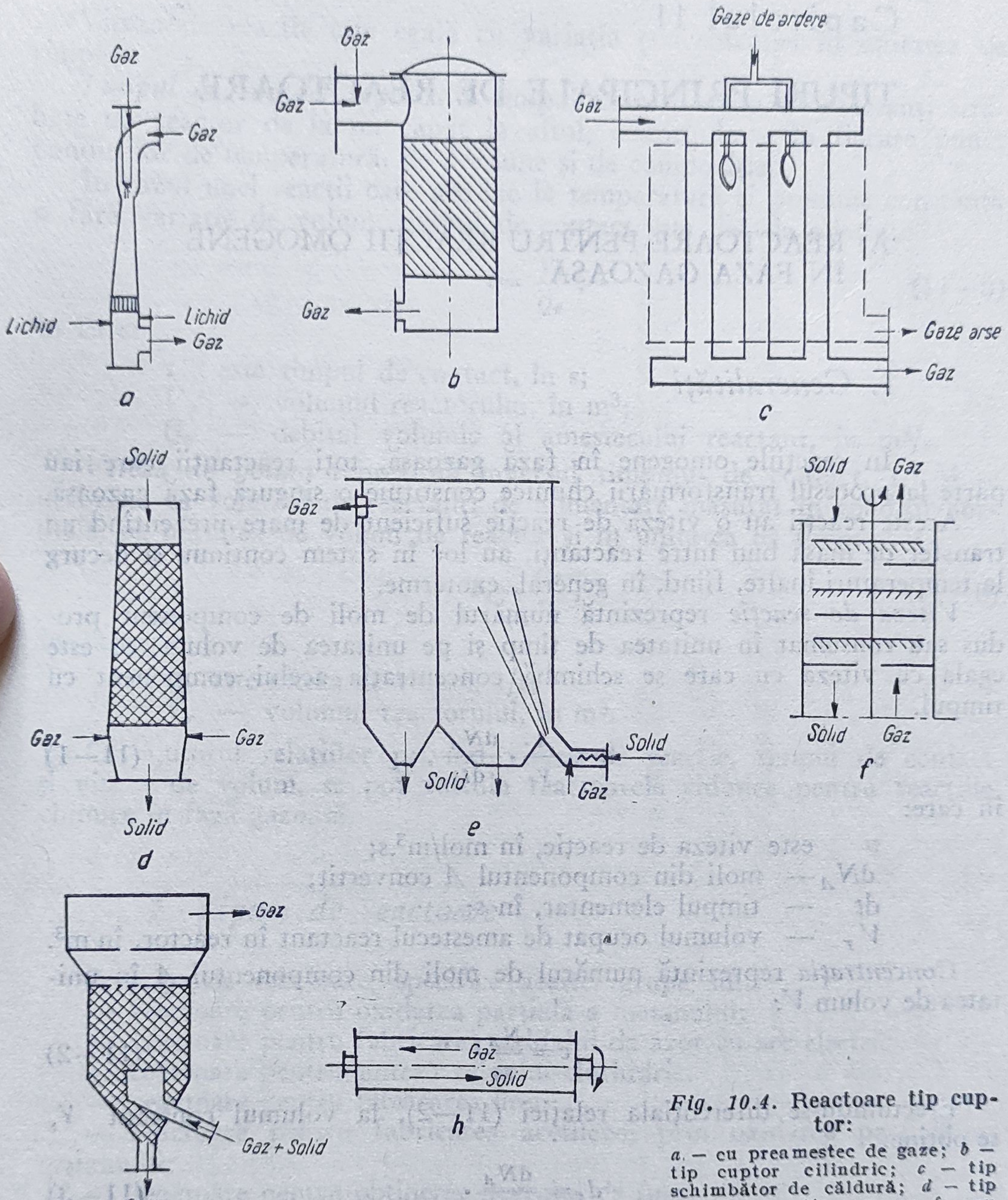


Fig. 10.4. Reactoare tip cuptor:

a — cu preamestec de gaze; *b* — tip cuptor cilindric; *c* — tip schimbător de căldură; *d* — tip furnal; *e* — tip camera; *f* — cu vatră; *g* — strat fluidizat; *h* — tip cuptor rotativ.

Capitolul 11

TIPURI PRINCIPALE DE REACTOARE

A. REACTOARE PENTRU REACŢII OMOGENE ÎN FAZA GAZOASĂ

1. *Generalităţi*

În reacţiile omogene în fază gazoasă, toţi reactanţii care iau parte la procesul transformării chimice constituie o singură fază gazoasă.

Aceste reacţii au o viteză de reacţie suficient de mare prezentînd un transfer de masă bun între reactanţi, au loc în sistem continuu şi decurg la temperaturi înalte, fiind, în general, exoterme.

Viteza de reacţie reprezintă numărul de moli de component produs sau consumat în unitatea de timp şi pe unitatea de volum; ea este egală cu viteza cu care se schimbă concentraţia acelui component cu timpul.

$$v = \frac{1}{V_r} \cdot \frac{dN_A}{dt}, \qquad (11-1)$$

în care:

v este viteza de reacţie, în mol/m^3.s;
dN_A — moli din componentul A convertit;
dt — timpul elementar, în s;
V_r — volumul ocupat de amestecul reactant în reactor, în m^3.

Concentraţia reprezintă numărul de moli din componentul A în unitatea de volum V:

$$c = \frac{N_A}{V_r}. \qquad (11-2)$$

Efectuîndu-se diferenţiala relaţiei (11—2), la volumul constant V_r se obţine:

$$d_c = \frac{dN_A}{V_r}. \qquad (11-3)$$

Înlocuindu-se în ecuaţia (11—1), se obţine:

$$v = \frac{dc}{dt}. \qquad (11-4)$$

Viteza de reacţie este egală cu variaţia concentraţiei în unitatea de timp.

Timpul de contact reprezintă timpul în care masa de reactanţi străbate un reactor de la un capăt la altul, adaptîndu-se în fiecare punct condiţiilor de temperatură, de presiune şi de compoziţie.

În cazul unei reacţii care are loc la temperatură şi presiune constantă şi fără variaţie de volum, timpul de contact este dat de relaţia:

$$t = \frac{V_r}{Q_v}, \qquad (11-5)$$

în care:

t este timpul de contact, în s;
V_r — volumul reactorului, în m^3;
Q_v — debitul volumic al amestecului reactant, în m^3/s.

Viteza de volum reprezintă inversul timpului de contact, $1/t$ şi se defineşte ca volumul de reactanţi de alimentare măsurat în condiţii normale, pe unitatea de volum de reactor şi în unitatea de timp:

$$v_s = \frac{Q_v}{V_r}, \qquad (11-6)$$

în care:

v_s este viteza de volum, $1/t$;
V_r — volumul reactorului, în m^3.

Cu ajutorul relaţiilor privind viteza de reacţie, timpul de contact şi viteza de volum, se pot calcula reactoarele chimice pentru reacţiile chimice în fază gazoasă.

2. *Tipuri de reactoare*

Principalele reactoare, specifice acestei grupe sînt:
— reactoare pentru oxidarea parţială a metanului;
— reactoare pentru fabricarea oxidului de azot cu arc electric;
— reactoare pentru sinteza acidului clorhidric;
— reactoare pentru fabricarea ureii;
— reactoare pentru fabricarea acetilenei prin oxidarea parţială a metanului;
— reactoare pentru obţinerea negrului de fum;
— reactoare pentru obţinerea etenei din etan;
— reactoare pentru clorurarea termică a metanului;
— reactoare pentru polimerizarea etilenei la presiune înaltă (medie);
— reactoare pentru obţinerea acetilenei în arc electric cu curent continuu.

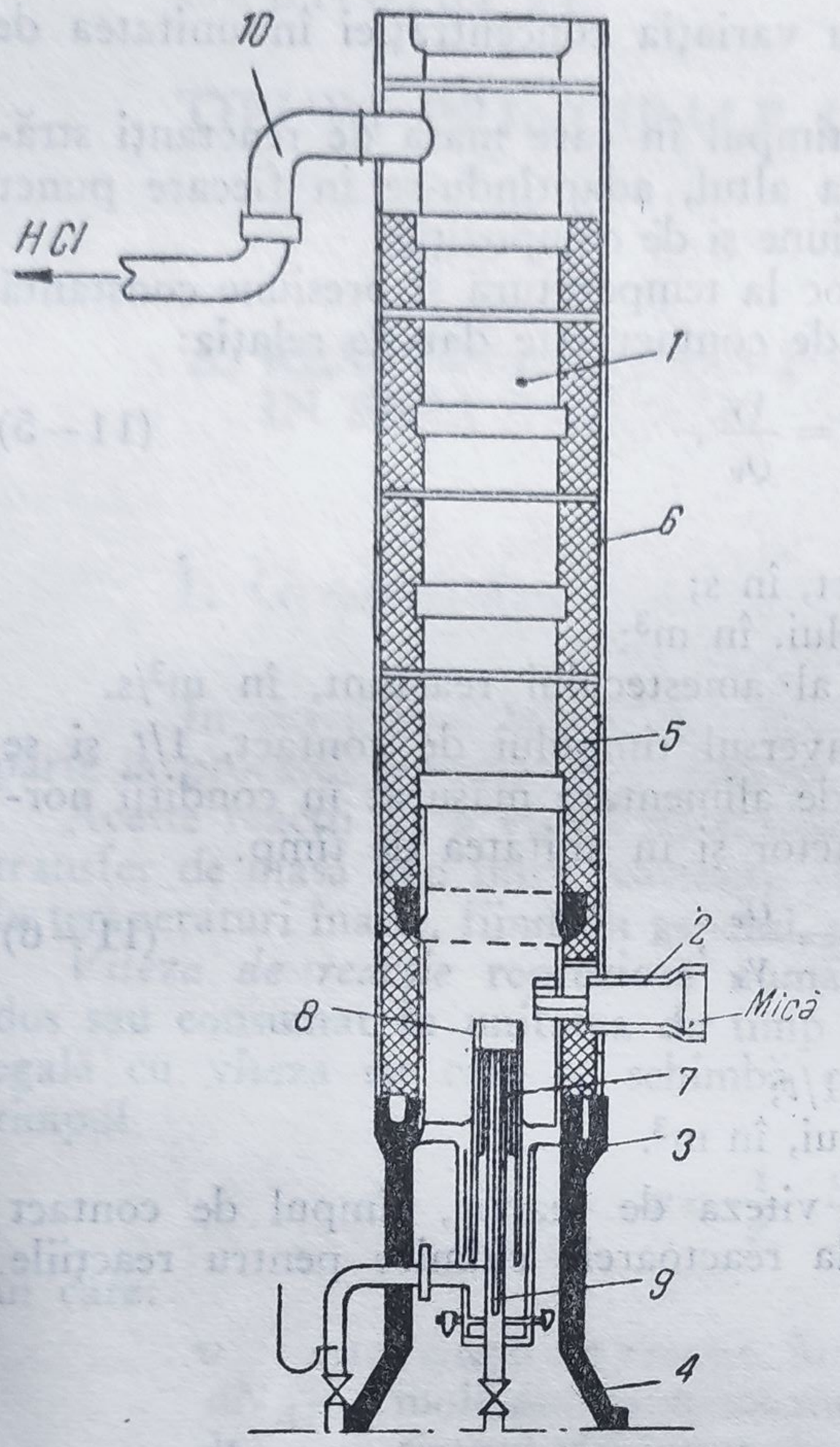


Fig. 11.1. **Sobă de cuarţ pentru sinteza acidului clorhidric.**

a. Reactoare pentru sinteza acidului clorhidric

Reacţia de formare a acidului clorhidric din elemente este exotermă:

$$H_2 + Cl_2 \leftrightarrows 2\,HCl$$

$$\Delta H = -184{,}2 \text{ kJ/mol}$$

Reactorul (fig. 11.1) pentru producerea acidului clorhidric prin arderea totală a hidrogenului cu clor se numeşte **sobă de sinteză.**

Ea este formată din camera de ardere *1*, compusă din mai multe tuburi de cuarţ, care se introduc unul în altul.

Tubul inferior este prevăzut cu o deschidere — în care se montează arzătorul *7*, format din tubul *8*, de admisie a hidrogenului, şi tubul *9*, de admisie a clorului.

Soba de sinteză este prevăzută cu un orificiu lateral în care este montat tubul *2* cu vizor din mică, pentru aprinderea hidrogenului la amorsarea reacţiei şi supravegherea culorii flăcării în timpul funcţionării.

Tubul inferior este aşezat într-o cutie cilindrică *3* montată pe suportul metalic *4*, care susţine întreaga sobă.

Coloana de cuarţ este protejată de o plasă de sîrmă *5* (pentru ca în caz de explozie să nu sară bucăţile de cuarţ) îmbrăcată cu o manta de tablă *6*.

Acidul clorhidric obţinut prin sinteză iese prin racordul *10*.

Pe scară largă se folosesc frecvent sobele metalice, confecţionate din oţeluri speciale sau din oţel-carbon, deoarece au o productivitate mai mare decît sobele de cuarţ, datorită răcirii prin pereţi.

Deşi sobele din oţel-carbon rezistă numai 8—12 luni din cauza coroziunii, datorită costului redus şi construcţiei simple, se întrebuinţează din ce în ce mai mult în industrie.

Arzătorul sobei de sinteză (fig. 112) este compus din două tuburi de cuarţ concentrice *1* şi *2*. Prin primul tub se introduce hidrogenul, iar prin al doilea, clorul. Tuburile de cuarţ sînt fixate în cartuşul de oţel *3*. Arzătorul este fixat la partea inferioară a camerei de ardere, cu care formează soba de sinteză.

În soba de sinteză, cantitatea de clor şi hidrogen se reglează automat, iar dacă se urmăreşte obţinerea acidului clorhidric lipsit de clor, se introduce un exces de 1—2% hidrogen.

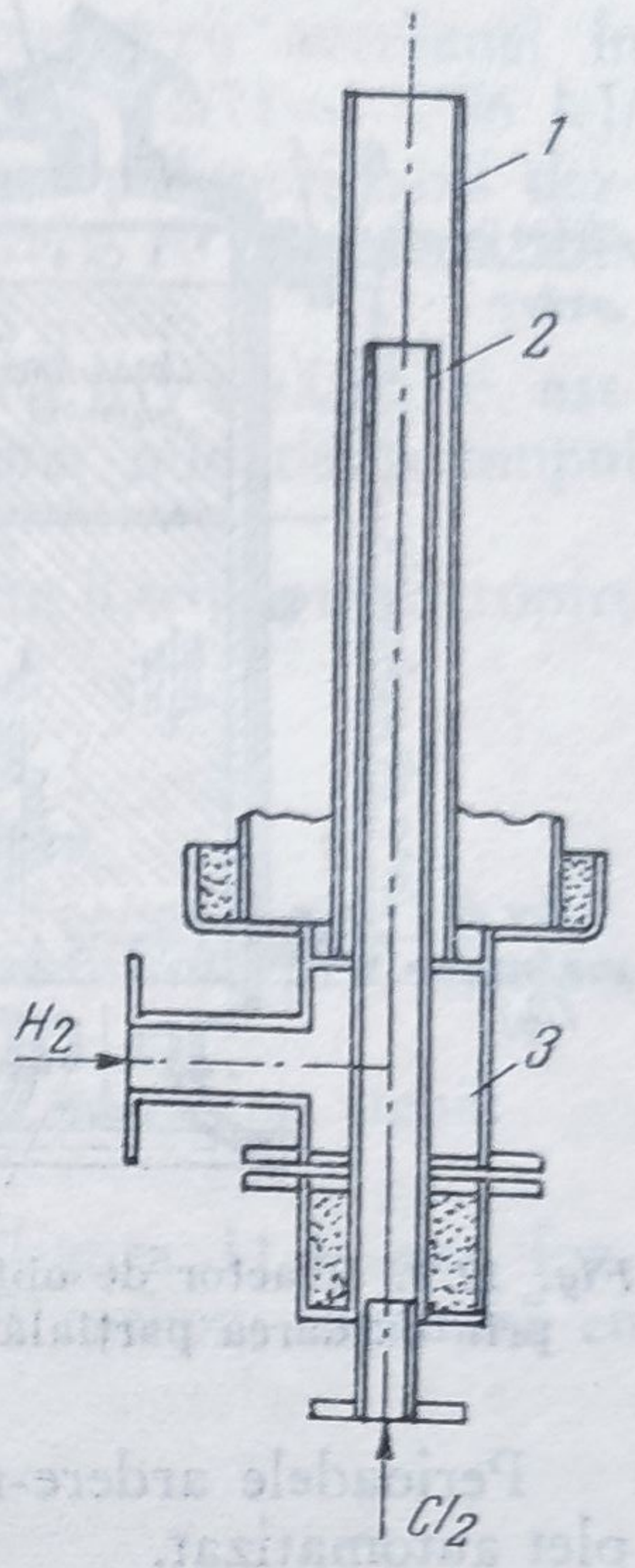


Fig. 11.2. Arzător de cuarţ.

b. Reactorul de obţinere a acetilenei prin oxidarea parţială a metanului

Acetilena, utilizată ca materie primă la fabricarea clorurii de vinil, acetaldehidei, nitrilului acrilic, se obţine în ţara noastră din gaz metan, după următoarea reacţie endotermă principală:

$$2\,CH_4 \leftrightarrows C_2H_2 + 2\,H_2;$$

$$\Delta H = +441{,}7\ \text{kJ/mol}$$

Căldura necesară cracării metanului (care are loc la temperatura de 1 400—1 500°C), se realizează prin arderea unei părţi din gazul metan.

Arderea metanului se efectuează cu oxigen sau cu oxigen şi aer, pentru a nu se dilua prea mult gazele de reacţie şi pentru a nu se cheltui energia termică la încălzirea azotului, care este un balast.

Reactorul de obţinere a acetilenei prin oxidarea parţială a metanului (fig. 11.3) este format dintr-o coloană cilindrică cu o manta interioară *3*, din oţel refractar (sicromal) şi o manta exterioară *4* din oţel carbon. În interior, reactorul este căptuşit cu o manta din material refractar *2*.

Cele două treimi inferioare ale reactorului sînt umplute cu plăci de silimanit *1*, iar treimea superioară, cu plăci din oxid de aluminiu *7*.

La alegerea materialului refractar trebuie să se ţină seama că, în procesul de transformare termică, au loc şi variaţii periodice de presiune în interiorul reactorului, precum şi pătrunderea în pori a cărbunelui rezultat în faza de reacţie, şi apoi arderea acestuia pînă la bioxid de carbon, în faza de ardere. De aceea, materialul refractar nu trebuie să aibă porozitate şi să fie rezistent la atmosfera oxidantă din timpul arderii şi la cea reducătoare în timpul reacţiei.

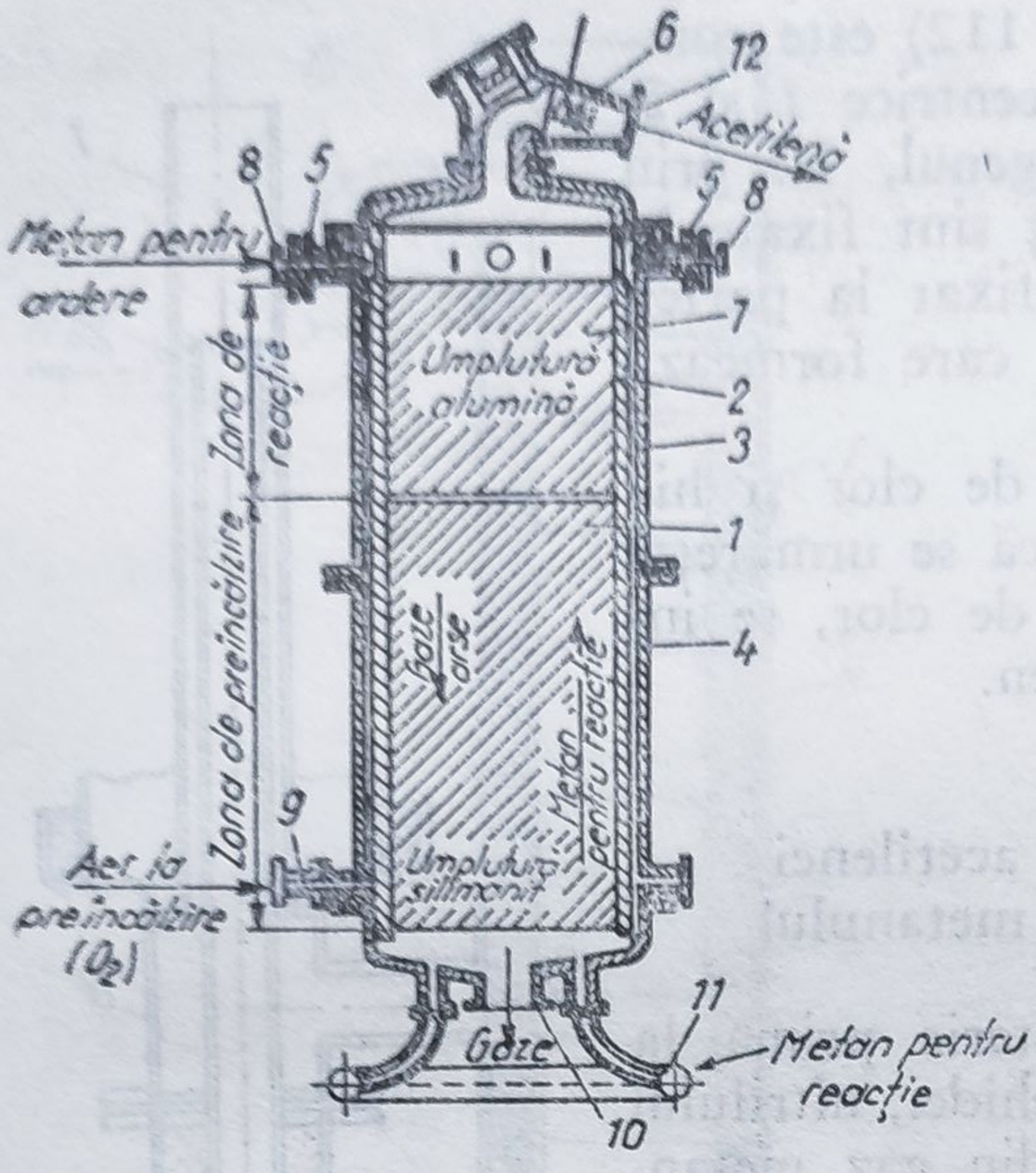


Fig. 11.3. Reactor de obținerea acetilenei prin oxidarea parțială a metanului.

În perioada de încălzire, gazul metan se introduce pe la partea superioară prin racordul 8, la arzătoarele *5*, dispuse radial. Aerul necesar arderii se introduce prin racordul *9*, se preîncălzește de la pereți și ajunge apoi în spațiul de ardere.

Gazele de ardere sînt evacuate la coș, pe la partea inferioară, prin racordul *10*.

În faza de reacție, gazul metan parcurge drumul în sensul invers gazelor de ardere. Admisia lor se face printr-o conductă inelară de distribuție uniformă 11.

Acetilena rezultată în reactor este evacuată prin racordul *12;* imediat după ieșirea din reactor, gazele sînt răcite cu un jet de apă.

Perioadele ardere-reacție se succed la un minut, reactorul fiind complet automatizat.

În timpul reacției, în reactor este un vacuum de 0,1 daN/cm², iar în timpul încălzirii (arderii metanului), presiune.

Temperatura în reactor variază între 800°C, la partea inferioară și 1 500°C, la partea superioară.

Timpul total de contact în întreg reactorul variază între 1/50 și 1/100.

Pentru arderea negrului de fum depus în timpul reacției se introduce un exces de oxigen, în timpul perioadei de încălzire, căldura rezultată încălzind plăcile ceramice.

Gazele de reacție (pornind de la un gaz metan cu 93% CH_4) au următoarea compoziție:

— C_2H_2	9,8%	— N_2	3,1%
— CH_4	15,7%	— O_2	0,1%
— C_2H_4	0,3%	— CO_2	0,7%
— H_2	70,3%		

Acetilena se separă din amestecul de gaze prin mai multe metode. Una din ele constă în tratarea amestecului de gaze cu solvenți selectivi dimetilformamidă și N-metilpirolidină — în care acetilena este mult mai solubilă decît celelalte componente.

În reactorul de obţinere a acetilenei prin oxidarea parţială a metanului există pericole de explozie, datorită descompunerii acetilenei în carbon şi hidrogen printr-o reacţie puternică exotermă ($\Delta H = -226$ kJ/mol) şi mai ales formării acetilenelor superioare, care polimerizează dezvoltînd căldură, cu formare de peroxizi (explozivi) cu oxigenul din gaze.

Pentru a se evita exploziile, gazelor li se imprimă o viteză mare, astfel ca timpul de şedere în reactor să fie mult mai mic decît timpul de inducţie.

La ieşirea din reactor, gazele de reacţie sînt răcite intens prin stropire directă cu apă.

c. Reactorul pentru obţinerea etenei din etan

În procesul de cracare termică a hidrocarburilor, prin cracare şi dehidrogenare apar hidrocarburi nesaturate.

Prin cracarea termică a etanului la circa 800°C se obţine etenă:

$$CH_3-CH_3 \rightarrow CH_2=CH_2+H_2$$

Reactorul pentru cracarea termică a etanului (figura 11.4) este format dintr-o sobă de ardere cu o manta *1*, din oţel carbon, căptuşită cu o manta din material refractar *2*. În sobă, gazele de ardere intră prin racordul *6*, aerul de combustie, prin racordul *7*, iar gazele arse sînt evacuate la coşul *8*.

Etanul intră în serpentina metalică *3*, încălzită de gazele arse pînă la circa 800°C.

În serpentină etanul se disociază în etenă şi hidrogen, care se evacuează din reactor prin racordul *5*.

La temperatura de circa 800°C, etena formată nu este stabilă şi se descompune parţial în carbon şi hidrogen. Pentru a se evita această descompunere, materialul din care este confecţionată serpentina, nu trebuie să aibă acţiune catalitică (nu trebuie să conţină nichel care catalizează descompunerea etenei la carbon şi hidrogen).

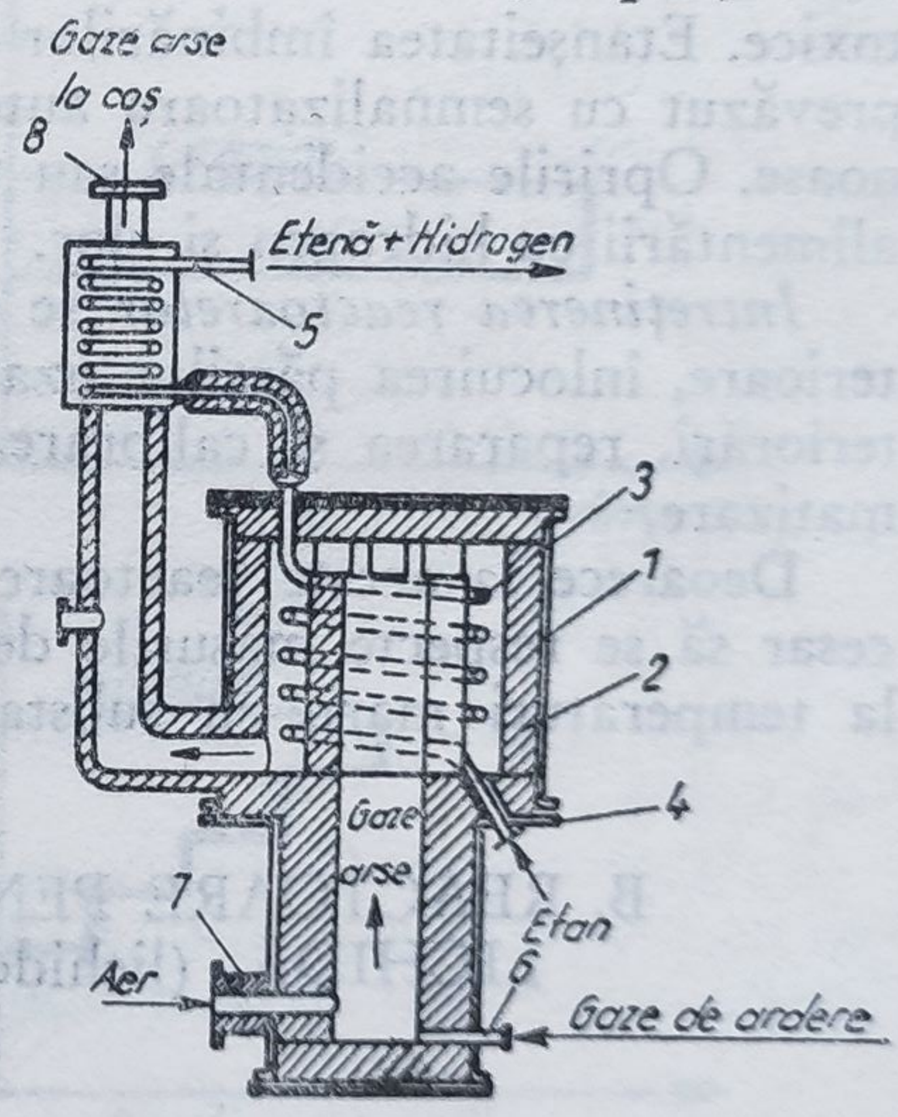


Fig. 11.4. Reactor pentru obţinerea etenei din etan:

1 — manta; *2* — căptuşeală; *3* — serpentină; *4* — racord pentru intrarea etanului; *5* — racord pentru ieşirea etenei şi a hidrogenului; *6* — racord pentru intrarea gazelor de ardere; *7* — racord pentru intrarea aerului; *8* — racord pentru ieşirea gazelor arse.

Pentru evitarea reacţiilor secundare şi formarea şi a altor produşi, viteza gazului prin serpentină trebuie să fie suficient de mare, pentru ca timpul de contact să fie de maximum 2 s.

Gazele de ardere şi etanul trebuie să circule în echicurent pentru a se evita supraîncălzirile.

Gazele de ardere, etanul, etena şi hidrogenul vor fi vehiculate în instalaţii etanşe, spre a se evita pericolul de explozie, respectîndu-se întocmai măsurile de pază contra incendiului şi de protecţie a muncii.

3. *Exploatare şi întreţinere*

Exploatarea corectă constă în respectarea parametrilor de exploatare, a parametrilor proiectaţi, atît în ceea ce priveşte cantitatea şi calitatea produsului finit cît şi realizarea consumurilor specifice de materii prime şi utilităţi.

Se va verifica permanent funcţionarea corectă a aparaturii de măsurat, control şi reglare.

Se va controla etanşeitatea întregii instalaţaţii; se vor evita astfel la clorurare scăpările de hidrogen, clor şi acid clorhidric, gaze foarte acidul clorhidric un fum alb de clorură de amoniu. Locul de muncă este toxice. Etanşeitatea îmbinărilor se verifică cu amoniac, care formează cu prevăzut cu semnalizatoare automatizate pentru clor, acustice sau luminoase. Opririle accidentale sau voite se fac prin închiderile automate ale alimentării cu hidrogen şi clor.

Întreţinerea reactoarelor se efectuează prin curăţirea suprafeţelor interioare, înlocuirea părţilor uzate, repararea celor care prezintă mici deteriorări, repararea şi calibrarea aparaturii de măsurat, control şi automatizare.

Deoarece la aceste reactoare se lucrează în condiţii deosebite este necesar să se respecte măsurile de protecţie a muncii impuse pentru lucrul la temperaturi mari, cu substanţe explozive şi în mediul toxic.

B. REACTOARE PENTRU REACŢII OMOGENE ÎN FAZA LICHIDĂ (lichide miscibile)

1. *Generalităţi*

Aceste reactoare sînt specifice industriei chimice organice.

După particularităţile termice ale reacţiilor, se deosebesc:

— *reactoare pentru reacţii exoterme;*
— *reactoare pentru reacţii endoterme.*

Aceste reactoare pot lucra în sistem adiabat, izoterm şi pseudoizoterm.

După modul de variaţie al parametrilor, se deosebesc:

— *Reactoare cu amestecare perfectă,* care pot fi: discontinue, semicontinue şi continue. În cazul reactoarelor discontinue şi semicontinue parametrii funcţionali, concentraţie, temperatură, presiune, sînt aceiaşi în tot spaţiul de reacţie, dar variază în timp.

În cazul reactoarelor continue, parametrii funcţionali sînt aceiaşi în tot spaţiul de reacţie, dar nu variază în timp.

— *Reactoare cu deplasare totală,* comune proceselor continue, în care parametrii funcţionali variază pe direcţia curgerii, fiind constanţi în timp (adică în acelaşi punct al reactorului, parametrii sînt aceiaşi în timp).

În figura 11.5 se prezintă curbele de variaţie a concentraţiei cu timpul şi cu direcţia de curgere, pentru reactoarele discontinue, continue, continue tubulare şi pentru reactoarele continue în cascadă.

Se observă că la reactoarele în cascadă, există atîtea trepte de variaţie a concentraţiei, cîte reactoare formează această baterie sau cascadă.

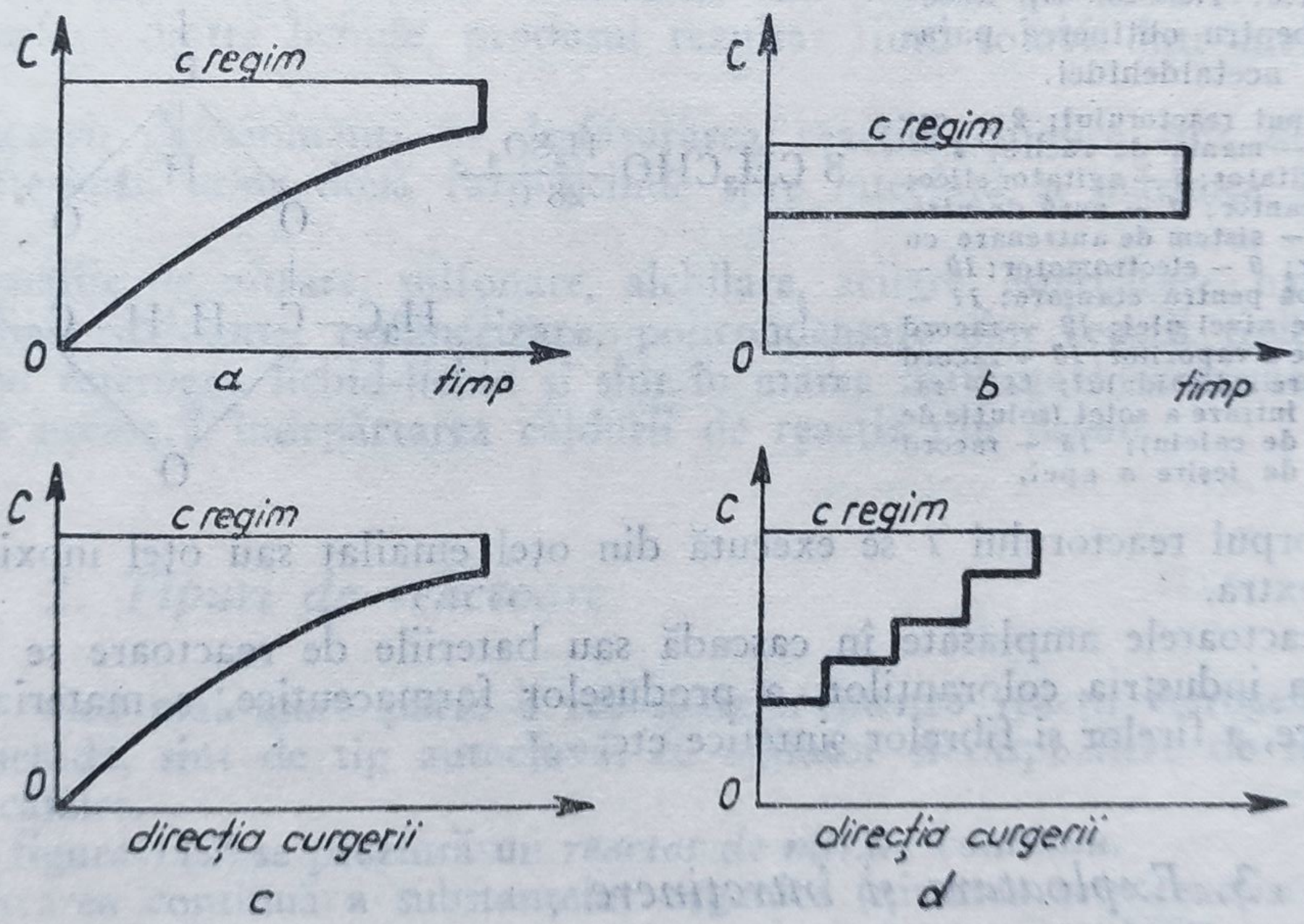


Fig. 11.5. **Curbele de variaţie a concentraţiei cu timpul şi direcţia de curgere:**

a **— reactoare discontinue;** ***b*** **— reactoare continue;** ***c*** **— reactoare continue tubulare;** ***d*** **— reactoare continue în cascadă.**

2. *Tipuri de reactoare*

Majoritatea reactoarelor pentru reacţii omogene în fază lichidă sînt de tip cameră de reacţie, şi anume tip autoclavă cu agitator, prevăzute cu dispozitive de încălzire sau răcire (serpentine interioare, exterioare sau manta exterioară).

Forma şi turaţia agitatorului sînt funcţie de mediul de reacţie, iar suprafaţa de transfer termic depinde de efectul termic al procesului chimic.

În figura 11.6 se prezintă *reactorul tip autoclavă în sistemul omogen-lichid.*

Acest tip de reactor se întrebuinţează la obţinerea paraacetaldehidei prin polimerizarea a trei molecule de acetaldehidă în prezenţa acidului sulfuric la temperatura de 28°C;

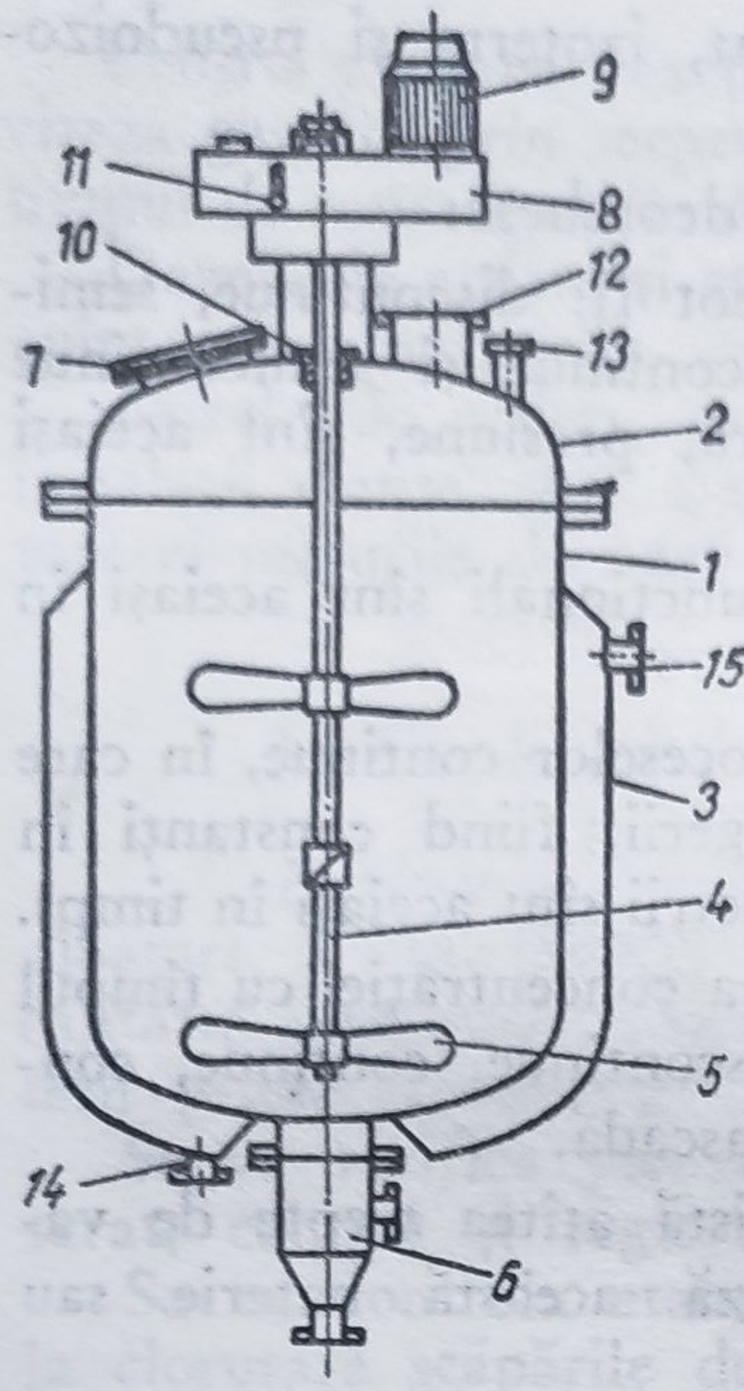
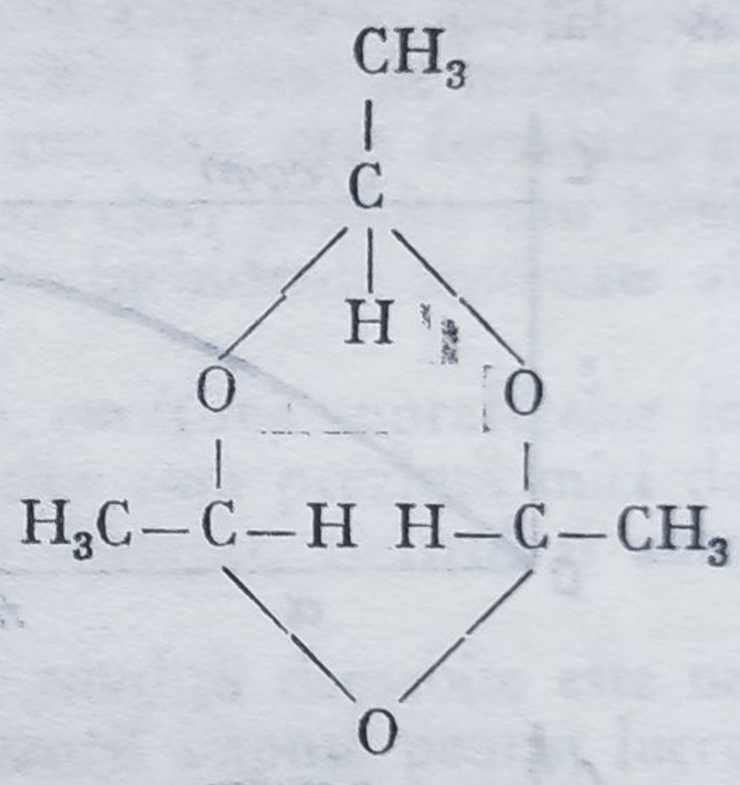


Fig. 11.6. Reactor tip autoclavă pentru obţinerea paraacetaldehidei.

1 — corpul reactorului; *2* — capac; *3* — manta de răcire; *4* — ax cu agitator; *5* — agitator elice; *6* — decantor; *7* — gură de vizitare; *8* — sistem de antrenare cu reductor; *9* — electromotor; *10* — presetupă pentru etanşare; *11* — sticlă de nivel ulei; *12* — racord de ieşire a vaporilor; *13* — racord de intrare a lichidului; *14* — racord de intrare a solei (soluţie de clorură de calciu); *15* — racord de ieşire a apei.

$$3\ CH_3CHO \xrightarrow[28°C]{H_2SO_4}$$



Corpul reactorului *1* se execută din oţel emailat sau oţel inoxidabil V_4A-extra.

Reactoarele amplasate în cascadă sau bateriile de reactoare se folosesc în industria coloranţilor, a produselor farmaceutice, a materialelor plastice, a firelor şi fibrelor sintetice etc.

3. *Exploatare şi întreţinere*

Exploatarea autoclavei constă în urmărirea permanentă a temperaturii, a presiunii şi a agitatorului care nu trebuie să se oprească, pentru ca reacţia să nu se ambaleze.

În reactor trebuie să existe în permanenţă o atmosferă de azot care se rea'izează introducîndu-se azot suplimentar. Se va urmări debitul şi temperatura solei ce circulă în manta.

Întreţinerea autoclavei de polimerizare se realizează prin curăţirea mecanică a suprafeţei interioare a autoclavei, a agitatorului, a vizoarelor, a tuturor racordurilor, îndepărtîndu-se polimerul depus. Se curăţă decantorul inferior, prin spălare cu apă, şi se face controlul aparatelor de măsurat şi reglare. Agitatorul căruia i se efectuează întreţinerea şi repararea se unge conform planului întocmit. Se înlocuiesc paletele rupte, rulmenţii uzaţi şi garniturile de la presgarnituri.

C. REACTOARE PENTRU REACŢII ETEROGENE ÎN FAZĂ LICHIDĂ (lichide nemiscibile)

1. *Generalităţi*

Reacţiile chimice în sistemul eterogen lichid-lichid au loc între două sau mai multe lichide nemiscibile sau parţial miscibile şi au loc la interfaţa dintre lichide, produsul rezultat fiind solubil într-unul din ele.

Factorii determinanţi în desfăşurarea reacţiei chimice sînt difuzia din interiorul celor două faze lichide spre interfaţă şi mărimea interfeţei.

Reacţiile de nitrare, sulfonare, alchilare, acilare, esterificare, oxidare cu lichide oxidante, polimerizare, policondensare sînt reacţii tipice în sistemul eeterogen lichid-lichid şi sînt în marea majoritate exoterme, aşa că este necesară îndepărtarea căldurii de reacţie din sistem.

2. *Tipuri de reactoare*

Cea mai mare parte a reactoarelor pentru reacţii eterogene în fază lichidă, sînt de tip autoclavă, cu agitator şi dispozitive de răcire sau încălzire.

În figura 11.7 se prezintă un *reactor de nitrare continuu.*

Nitrarea continuă a substanţelor organice (nitrarea este reacţia prin care în molecula unui compus organic, se introduce grupa NO_2, cu ajutorul amestecului sulfonitric: 35% HNO_3, 55% H_2SO_4 şi 10% H_2O) asigură o productivitate mai mare decît nitrarea discontinuă, cu posibilităţi de realizare de producţii mai mari.

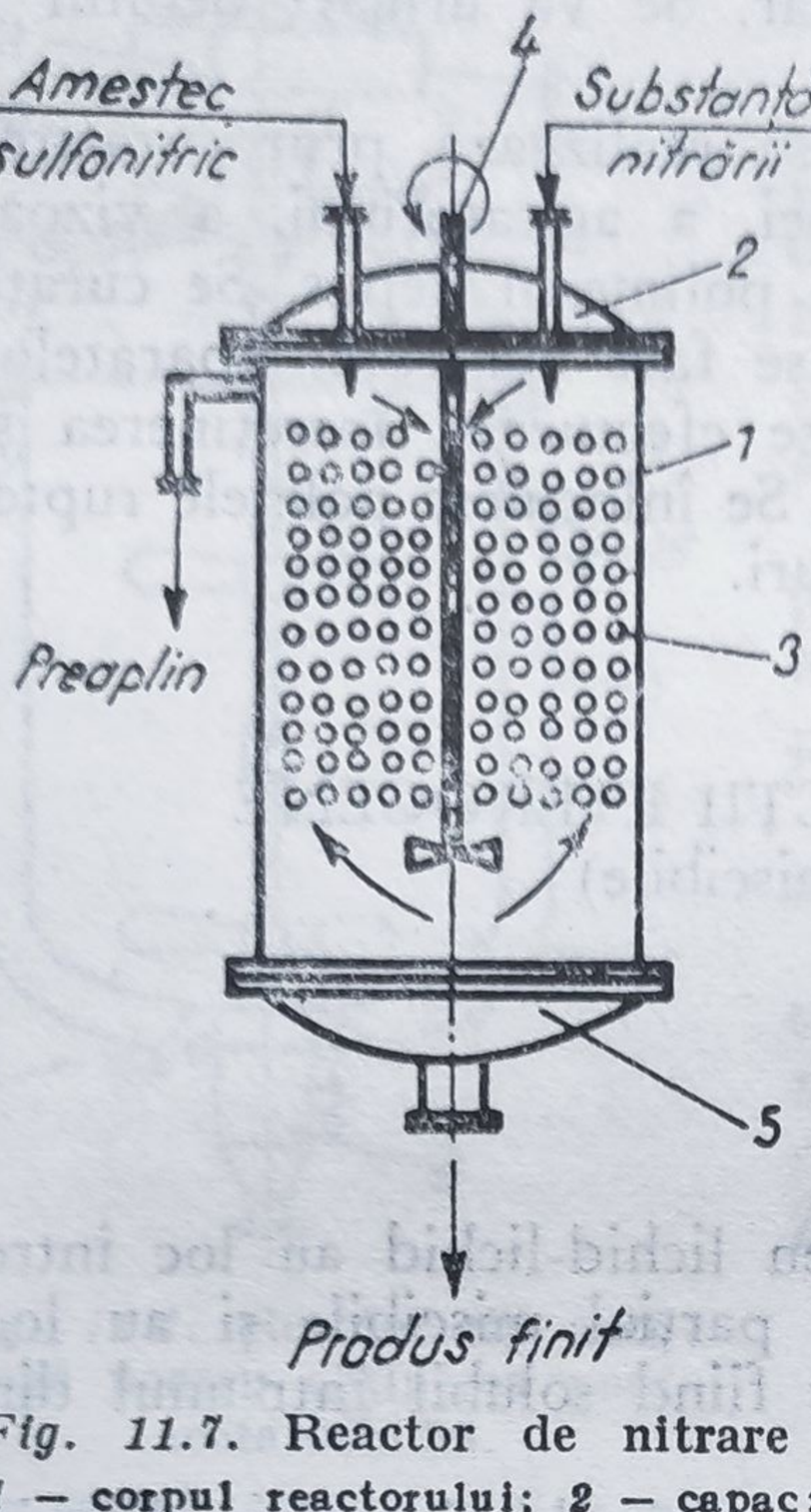


Fig. 11.7. Reactor de nitrare continuu: *1* — corpul reactorului; *2* — capac; *3* — țevi de răcire; *4* — ax cu agitator; *5* — fund.

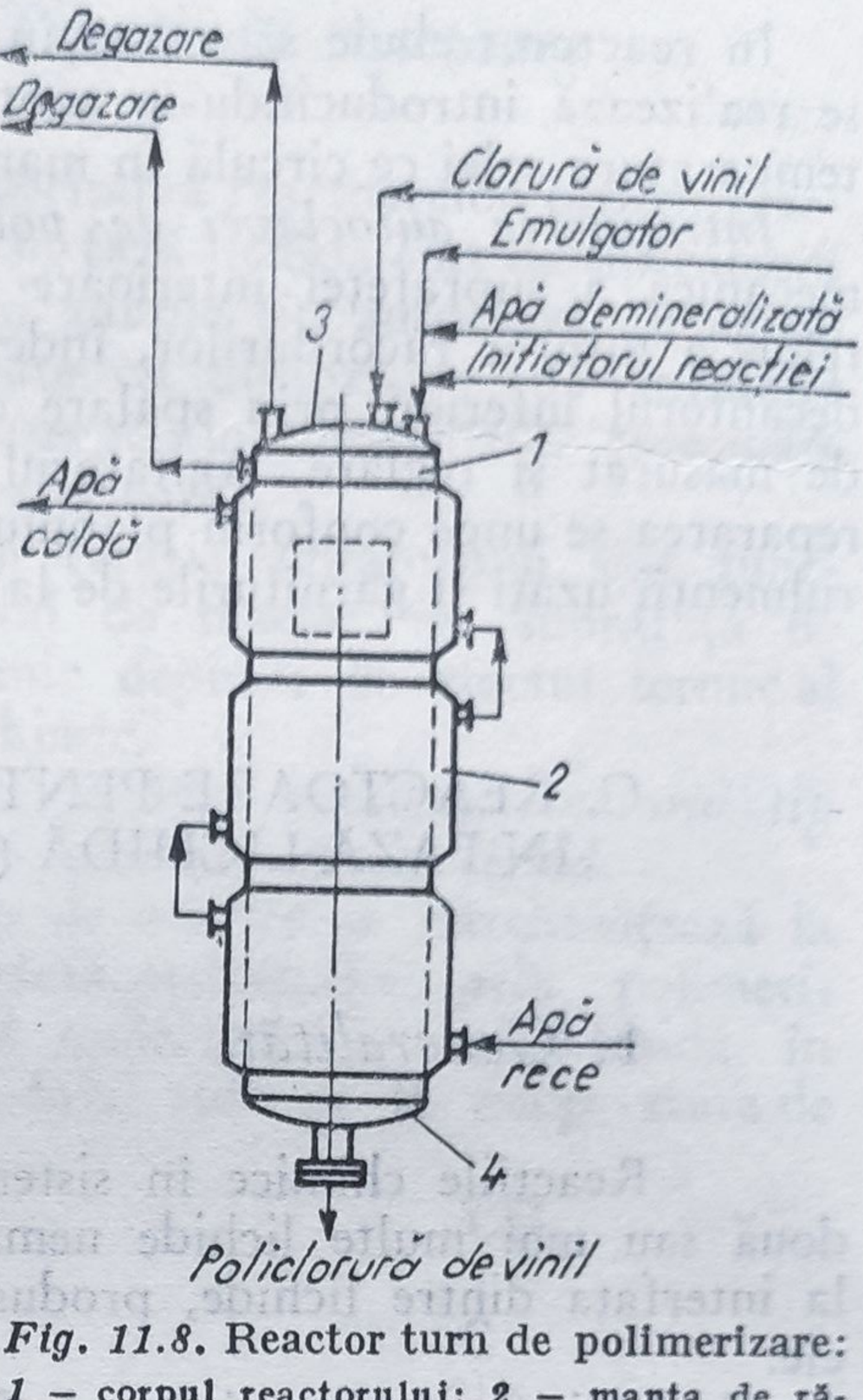


Fig. 11.8. Reactor turn de polimerizare: *1* — corpul reactorului; *2* — manta de răcire; *3* — capac; *4* — fund.

De asemenea, prezintă o agitare mai bună și o siguranță mai mare în funcționare.

Materialele de construcție ale reactoarelor sînt:

— oțelurile inoxidabile cu Cr-Ni;
— fontă aliată cu crom;
— oțel căptușit antiacid;
— porțelan;
— sticlă;
— ciment antiacid.

Reactoarele tip coloană de reacție sînt **turnuri** care se utilizează în polimerizări, ca de exemplu la obținerea policlorurii de vinil în emulsie.

Clorura de vinil, apa, emulgatorul și inițiatorul reacției circulă de sus în jos în contracurent cu agenții de încălzire-răcire din mantaua exterioară, ca în figura 11.8.

Ca material de construcție se folosește oțelul carbon emailat sau oțelul inoxidabil foarte bine șlefuit, ca pe pereții reactorului să nu se depună polimer care înrăutățește transferul termic.

3. *Exploatare şi întreţinere*

Exploatarea reactoarelor constă în: respectarea permanentă a fluxului tehnologic şi a parametrilor funcţionali, verificarea funcţionării corecte a aparatelor de măsurat şi reglare.

Se urmăresc continuu parametrii funcţionali, nefiind permise depăşiri ale acestora mai mari de $\pm 1\%$. În cazul opririi accidentale a agitatorului, automat se opreşte alimentarea cu reactanţi, răcirea efectuîndu-se în continuare. De asemenea, dacă temperatura creşte peste valorile admise, se opreşte alimentarea cu reactanţi, reactorul se răceşte continuu, iar uneori se evacuează masa de reacţie într-un vas colector cu apă (Aceasta în cazul nitrării.)

Exploatarea şi urmărirea corectă a proceselor duc la evitarea exploziilor, respectiv a accidentelor tehnice. Instalaţiile sînt prevăzute cu aparatură automată, pentru măsurarea densităţilor, a concentraţiilor de acid, a pH-ului, a conversiei monomerului astfel încît automat se influenţează asupra debitelor de alimentare.

Întreţinerea reactoarelor constă în: întreţinerea corectă a agitatorului (ungere, schimbare de rulmenţi şi palete rupte, înlocuirea garniturilor de etanşare); verificarea etanşeităţii reactorului şi înlocuirea garniturilor uzate sau corodate; controlul şi repararea aparatelor de măsurat, control şi reglare; înlocuirea ventilelor corodate; înlocuirea şicanelor interioare uzate; schimbarea sau curăţirea vizorilor, refacerea izolaţiei corodate.

Înainte de a intra în reactorul de polimerizare, operatorul trebuie să se spele bine cu apă şi să se aerisească astfel încît analitic să nu existe în spaţiul respectiv monomer toxic. De asemenea, intrarea în reactor se face conform normelor de protecţie a muncii (cu mască cu aducţiune de aer din exterior, cu centură de siguranţă care trebuie să fie fixată într-un punct fix exterior şi operatorul fiind supravegheat de unul sau mai mulţi operatori).

D. REACTOARE PENTRU REACŢII ETEROGENE ÎN SISTEMUL GAZ-LICHID

1. *Generalităţi*

Trecerea unei substanţe din faza gazoasă în faza lichidă se realizează prin difuziune.

Procesul de difuziune se produce de la mediul cu concentraţie mai mare la cel cu concentraţie mai mică.

Chemosorbţia reprezintă procesul absorbţiei însoţit de o reacţie chimică.

Viteza totală a procesului chemosorbţiei este determinată de viteza de difuziune a reactantului în fază gazoasă, de viteza de difuzie a reactantului din faza lichidă şi de viteza reacţiei chimice.

Un astfel de proces reprezintă următoarea schemă: difuziunea în fază gazoasă (spre interfaţă) — absorbţia propriu-zisă — reacţia chimică — difuziunea în fază lichidă.

Din punct de vedere constructiv, reactoarele se clasifică după suprafaţa de contact gaz-lichid (interfaţa) ca în tabela 11.1.

Tabela 11.1

Clasificarea reactoarelor care lucrează în sistem eterogen gaz-lichid

Caracterul suprafeţei de contact între faze	Tipul reactorului	Exemplu
Continuă	*Reactor cu film*	Chemosorbţia acidului clorhidric pe sodă
	Coloană cu umplutură	Chemosorbţia amoniacului în soluţii acide
Întreruptă	*Coloană cu stropire* (faza lichidă este dispersată)	Obţinerea sulfatului de amoniu
	Coloană cu barbotare (faza gazoasă este dispersată)	Obţinerea monoclorbenzenului
	Reactor cu spumă	Chemosorbţia oxizilor de azot la fabricarea acidului azotic

2. *Tipuri de reactoare*

Principalele reactoare din această grupă sînt:
— reactoare pentru chemosorbţia oxizilor de azot;
— reactoare pentru chemosorbţia trioxidului de sulf;
— reactoare pentru chemosorbţia dioxidului de carbon;
— reactoare pentru fabricarea sulfatului de amoniu;
— reactoare cu spumă pentru fabricarea acidului azotic diluat;
— reactoare pentru fabricarea acidului acetic prin reacţia acetaldehidei lichide cu oxigen gazos:

$$CH_3CHO + O_2 \rightarrow \underset{\text{acid peracetic}}{CH_3COOOH}$$

$$CH_3COOOH + CH_3CHO \rightarrow 2\,CH_3COOH$$

— reactoare pentru oxidarea toluenului la acid benzoic cu aer sub presiune:

$$C_6H_5CH_3 + 3/2\ O_2 \rightarrow C_6H_5COOH + H_2O$$

— reactoare pentru obţinerea dimetiltereftalatului prin oxidarea xilenului;

— reactoare pentru oxidarea parafinei la acizi graşi;

— reactoare pentru obţinerea acetaldehidei din acetilenă prin hidratare (în prezenţa sulfatului mercuric):

$$C_2H_2 + H_2O \rightarrow CH_3CHO$$

— reactoare pentru fabricarea acrilonitrilului, din acetilenă şi acid cianhidric, în prezenţă de clorură cuproasă:

$$HCN + HC \equiv CH \rightarrow CH_2 = CH - CN$$

a. Reactoare pentru chemosorbţia oxizilor de azot

În reactoarele pentru chemosorbţia oxizilor de azot, pentru obţinerea acidului azotic, au loc următoarele reacţii:

— Oxidarea oxidului de azot la bioxid de azot în fază omogenă, gazoasă, conform reacţiei:

$$2\ NO + O_2 \rightleftarrows 2\ NO_2 \qquad \Delta H = -123{,}5\ kJ/mol$$

— chemosorbţia dioxidului de azot în apă:

$$2\ NO_2 + H_2O \rightleftarrows 2\ HNO_3 + NO \qquad \Delta H = -73{,}6\ kJ/mol$$

De asemenea, în reactor mai au loc reacţiile:

$$2\ NO_2 \rightleftarrows N_2O_4 \qquad \Delta H = -56{,}9\ kJ/mol$$

$$NO + NO_2 \rightleftarrows N_2O_3 \qquad \Delta H = -40{,}2\ kJ/mol$$

Coloana de reacţie se dimensionează astfel:

— se calculează volumul reactorului pentru reacţia omogenă în faza gazoasă;

— se determină suprafaţa, respectiv volumul de umplutură pentru chemosorbţia în apă;

— se calculează volumul total al coloanei prin însumarea celor două volume;

— se dimensionează coloana ţinînd seamă de raportul $\frac{H_{umpl}}{D} = 2—5$.

Volumul reactorului necesar reacţiei de oxidare a oxidului de azot la dioxid de azot, reacţie omogenă în fază gazoasă, se calculează cu relaţia:

$$V_r = Q_v \cdot t \quad [m^3],$$

în care:

Q_v este debitul gazelor, în m^3/s;
t — timpul de contact, în s.

Suprafaţa de contact dintre faza gazoasă şi faza lichidă la chemosorbţia bioxidului de azot în apă se calculează cu relaţia:

$$S = \frac{M}{kg \cdot \Delta c \cdot t} \text{ sau } S = \frac{Q_m}{kg \cdot \Delta c},$$

în care:

M este cantitatea de gaz absorbit, în kg;
k_g — coeficientul total de transfer;
Δc — diferenţa de concentraţie;
$Q_m = \frac{M}{t}$ — debitul de masă de component absorbit, în kg/s.

Exemplu de calcul. Să se calculeze volumul de reactor necesar pentru a oxida oxidul de azot la dioxid de azot, din gaze, cu următoarea compoziţie molară şi procentuală:

Componentul	Kmol/h	% vol
NO	14,70	2,380
NO_2	18,13	2,900
HNO_3	0,28	0,045
O_2	46,90	7,550
H_2O (v)	4,50	0,725
N_2	537,00	86,400
Total	621,51	100,000

Se aplică relaţia:

$$V_r = Q_v \cdot t \quad Q_v = \frac{621{,}51 \times 22{,}4}{3\,600} = 3{,}87 \text{ m}^3/\text{s},$$

în care:

$$V_r = 3{,}87 \times 44{,}8 = 173 \text{ m}^3;$$

V_r este volumul reactorului;
22,4 — volumul molecular;
t — timpul de contact, în s (44,8 s).

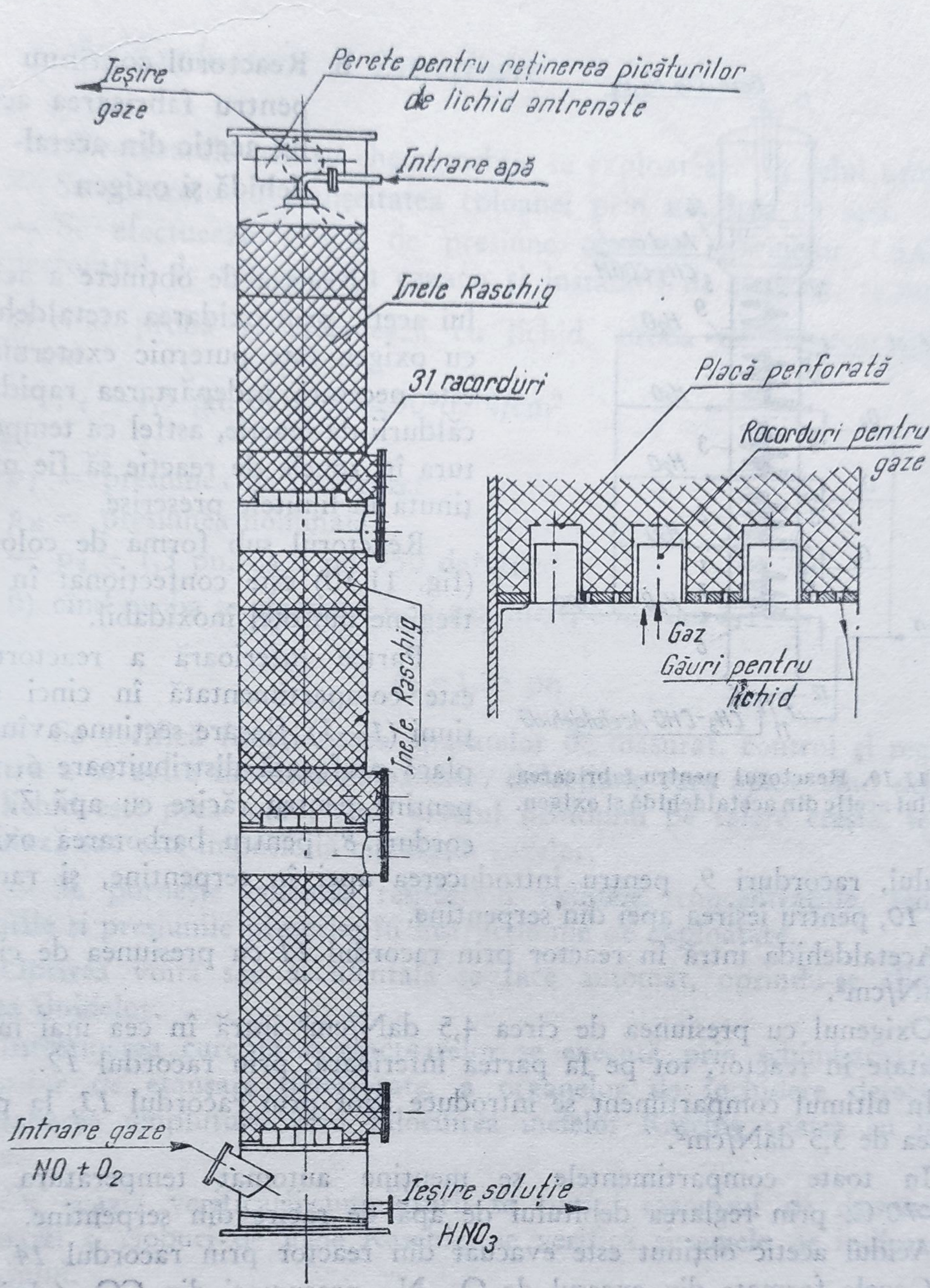


Fig. 11.9. **Secțiune printr-un turn de chemosorbție a oxizilor de azot.**

Acest timp se poate deduce experimental sau pe bază de calcul.

Turnul de oxidare și chemosorbție, confecționat din oțel inoxidabil este arătat în figura 11.9.

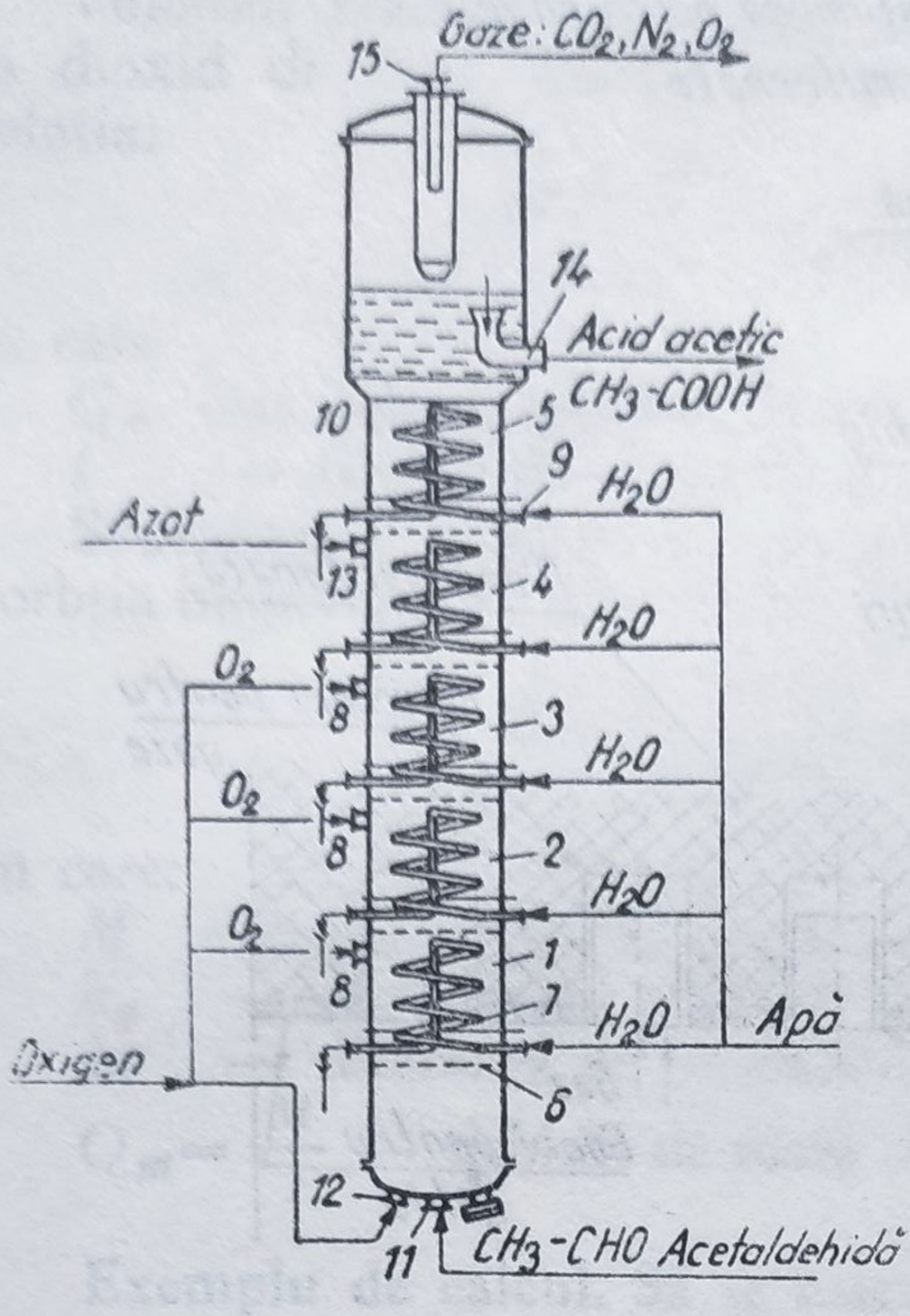


Fig. 11.10. **Reactorul pentru fabricarea acidului acetic din acetaldehidă şi oxigen.**

b. Reactorul continuu pentru fabricarea acidului acetic din acetaldehidă şi oxigen

Reacţia de obţinere a acidului acetic prin oxidarea acetaldehidei cu oxigen este puternic exotermă şi este necesară îndepărtarea rapidă a căldurii de reacţie, astfel ca temperatura în zonele de reacţie să fie menţinută în limitele prescrise.

Reactorul sub formă de coloană (fig. 11.10) este confecţionat în întregime din oţel inoxidabil.

Partea inferioară a reactorului este compartimentată în cinci secţiuni (*1—5*), fiecare secţiune avînd o placă perforată distribuitoare *6*, serpentine pentru răcire cu apă *7*, racorduri *8*, pentru barbotarea oxigenului, racorduri *9*, pentru introducerea apei în serpentine, şi racorduri *10*, pentru ieşirea apei din serpentine.

Acetaldehida intră în reactor prin racordul *11* cu presiunea de circa 2 daN/cm^2.

Oxigenul cu presiunea de circa 4,5 daN/cm^2 intră în cea mai mare cantitate în reactor, tot pe la partea inferioară, prin racordul *12*.

În ultimul compartiment se introduce azot prin racordul *13*, la presiunea de 3,5 daN/cm^2.

În toate compartimentele se menţine automat temperatura de 60—70°C, prin reglarea debitului de apă de răcire din serpentine.

Acidul acetic obţinut este evacuat din reactor prin racordul *14*.

Gazele formate din excesul de O_2, N_2, precum şi din CO_2 (obţinut prin oxidarea mai înaintată a acetaldehidei) se evacuează din coloană prin racordul *15*. Presiunea în vîrful coloanei este de circa 1,2 daN/cm^2

Reacţia de obţinere a acidului acetic din acetaldehidă şi oxigen, este catalizată de acetatul de mangan, care se introduce în coloană odată cu acetaldehida, în proporţie de circa 0,15%.

3. *Exploatare şi întreţinere*

Reactoarele pentru chemosorbţie se exploatează în felul următor:

— Se controlează etanşeitatea coloanei prin umplere cu apă.

— Se efectuează proba de presiune conform normelor I.S.C.I.R. (Inspectoratul de stat pentru cazane şi instalaţii de ridicat), şi anume:

a) cînd proba se efectuează cu lichid, proba de încercare va fi egală cu:

— $p_i = 1{,}5$ pn, dacă pn$<$50 daN/cm^2

unde:

p_i = presiunea de încercare;

p_n = presiunea nominală.

— $p_i = 1{,}3$ pn, dacă pn$>$50 daN/cm^2

b) cînd proba se efectuează cu gaz inert, abur sau aer

$$p_i = 1{,}25 \text{ pn}$$

— Se verifică funcţionarea aparatelor de măsurat, control şi reglare, pentru a se evita înecarea coloanelor, defecţiune care apare cînd debitul de lichid este prea mare; cînd nivelul lichidului pe talere creşte, se îngreuiază sau este imposibilă circulaţia gazelor.

— Se porneşte coloana respectînd debitele, concentraţiile, temperaturile şi presiunile prescrise în instrucţiunile de exploatare.

Oprirea voită sau accidentală se face automat, oprindu-se alimentarea fluidelor.

Întreţinerea curentă a reactoarelor se execută prin schimbarea garniturilor de etanşare deteriorate, a organelor de închidere defectate, schimbarea umpluturii prin înlocuirea inelelor Raschig sparte cu inele bune.

Cu ocazia verificării umpluturii se curăţă reactorul de depunerile de oxizi şi cioburi de inele Raschig, se verifică sistemele de indicare a nivelului.

Se verifică, se repară şi se calibrează aparatele de măsurat control şi reglare.

Pe perioada de exploatare şi întreţinere se vor respecta măsurile de tehnică a securităţii şi protecţie a muncii, precum şi normele de pază contra incendiilor afişate la locul de muncă.

E. REACTOARE PENTRU REACŢII NECATALITICE ÎN SISTEMUL ETEROGEN GAZ-SOLID

Reacţiile necatalitice în sistemul eterogen gaz-solid se produc prin chemosorbţie sau adsorbţie activată, în care atît solidul cît şi gazul reacţionează dînd produşi noi, solizi sau gazoşi.

Adsorbţia urmată de o reacţie chimică se numeşte *chemosorbţie* şi se bazează pe transfer de masă, fiind însoţită de o degajare de căldură. Căldura degajată în timpul chemosorbţiilor este de ordinul de mărime ale căldurilor de reacţie. În majoritatea cazurilor, produşii de reacţie sînt gazoşi, iar reacţia poate avea loc fie în fază gazoasă (după ce reactantul solid sublinează la temperatura de reacţie), fie în fază solidă (prin adsorbţia activată a gazului, pe reactantul solid, urmată de o desorbţie a produşilor gazoşi formaţi).

a. Viteza de adsorbţie chimică (chemosorbţie)

Viteza de adsorbţie chimică este dată de relaţia:

$$V_A = \frac{dx}{dt} = b\,(c - y), \qquad (11-7)$$

în care:

V_A este viteza de adsorbţie chimică;
x — cantitatea de substanţă reţinută de adsorbant, în kg/m^3;
t — timpul de la începutul adsorbţiei chimice, în s;
b — coeficientul cinetic, în s^{-1};
c — concentraţia substanţei în amestecul gazos în echilibru cu cantitatea de substanţă adsorbită în unitatea de volum de adsorbant, în kg/m^3;
y — concentraţia reziduală, în kg/m^3.

Coeficientul cinetic b poate fi determinat din ecuaţia:

$$b = 1{,}6\,\frac{D\,W^{0,54}}{\mu^{0,54}\cdot d^{1,46}}, \qquad (11-7')$$

în care:

D este coeficientul de difuziune, în m^2/s;
W — viteza amestecului gazos, în m/s;
μ — viscozitatea cinematică, în m^2/s;
d — diametrul particulei de adsorbant, în m.

Calitatea adsorbantului este caracterizată de *activitatea sa dinamică*, adică de cantitatea de gaz adsorbită (pe unitatea de masă de adsorbant) la trecerea printr-un strat de adsorbant, pînă cînd în gazul ieşit apar urme de substanţă neadsorbită (punct critic).

Activitatea statică a adsorbantului este cantitatea de substanţă adsorbită (pe unitatea de masă de adsorbant) în momentul saturaţiei de echilibru, la o anumită concentraţie a substanţei de adsorbit din amestecul gazos, şi la o anumită temperatură.

În tabela 11.2 se arată cantitatea de gaze adsorbită de 1 kg cărbune de lemn la 15°C.

Tabela 11.2

Cantitatea de gaze adsorbite la 1 kg cărbune de lemn la 15°C

Gazul	Volumul adsorbit cm^3	Punctul de fierbere °C	Temperatura critică °C
$COCl_2$	440	−8	183
SO_2	380	−10	137
CH_3Cl	277	−24	143
NH_3	181	−33	132
H_2S	99	−62	100
HCl	72	−83	52
N_2O	54	−90	37
C_2H_2	49	−84	36
CO_2	48	−78	31
CH_4	16	−164	−87
CO	9	−190	−140
O_2	8	−182	−118
N_2	8	−192	−146
H_2	5	−252	−241

b. Căldura de adsorbţie chimică

Adsorbţia este un proces exoterm. Valoarea căldurii de adsorbţie creşte odată cu creşterea punctului de fierbere.

Relaţia pentru determinarea căldurii de adsorbţie, în funcţie de cantitatea adsorbită este următoarea:

$$q = m\, a^n, \qquad (11-8)$$

în care:

q este căldura totală degajată cînd se adsorb a cm^3/g;

m şi n sînt constante (se găsesc în tabele).

Determinarea suprafeţei adsorbantului este dificilă, iar valorile obţinute variază după metoda aplicată.

Un rol important asupra cantităţii de gaz adsorbit îl are structura adsorbantului şi volumul porilor.

Volumul ocupat de pori variază între 0,9 şi 0,001 cm^3/cm^3 substanţă.

c. Desorbţia gazelor

Fenomenul invers adsorbţiei, de eliberare a gazelor sau a vaporilor de pe suprafaţa adsorbantului, se numeşte *desorbţie*.

Ea se poate efectua prin încălzire sau prin suflarea prin stratul de adsorbant a unui gaz sau a vaporilor.

2. *Tipuri de reactoare*

Principalele reactoare din această grupă sînt:

— reactoare pentru prăjirea piritelor şi blendelor;
— reactoare pentru calcinarea calcarului, dolomitei şi magnezitei;
— cuptoare în strat fluidizat pentru prăjirea piritelor şi minereurilor neferoase;
— calcinatoare rotative pentru calcinarea sodei;
— cuptoarele electrice pentru obţinerea carbidului;
— reactoare pentru gazeificarea cărbunilor în strat fix;
— reactoare pentru gazeificarea cărbunilor în strat fluidizat;

a. Reactoare pentru prăjirea piritelor şi a blendelor în strat fluidizat

În cazul arderii în suspensie, injectarea aerului împreună cu materialul pulverizat se face direct, de jos în sus sau de sus în jos. Deplasarea particulelor în reactor are loc în sensul curgerii gazelor aproape în linie dreaptă.

Timpul de staţionare a gazelor, deci şi a particulelor antrenate, se deduce cu relaţia:

$$t = \frac{V_c}{Q_v} = \frac{\pi D^2 H}{4 Q_v} = \frac{H}{v_s} \quad , \quad [\text{s}] \qquad (11-9)$$

în care:

t este timpul de staţionare a gazelor (particulelor), în s;
V_c — volumul cuptorului, în m^3;
$Q_v = A.v_s$ — debitul de gaze, în m^3/s;
D — diametrul cuptorului, în m;
H — înălţimea cuptorului, în m;
v_s — viteza gazului (în reactor), în m/s;
$A = \frac{\pi D^2}{4}$ — aria secţiunii cuptorului, în m^2.

În cazul piritelor de flotaţie şi concasate se foloseşte *cuptorul de prăjire tip BASF* (fig. 11.11), care este confecţionat dintr-o manta de oţel, protejată în interior de o zidărie termoizolantă şi una refractară.

Aerul necesar arderii este introdus, cu ajutorul suflantei *1*, în camera de aer de formă conică 2, fiind distribuit printr-un grătar de oţel *3* în masa stratului fluidizat.

Alimentarea cuptorului cu minereu se face continuu cu ajutorul alimentatorului cu taler *4*, închis într-o carcasă şi acţionat cu ajutorul unui angrenaj.

Evacuarea particulelor prăjite grosiere se realizează prin racordul *6*, iar a celor fine, depuse în camerele supraîncălzitorului de abur *9* şi a preîncălzitorului *10*, prin racordurile *7*, prevăzute cu clapetele de construcţie specială.

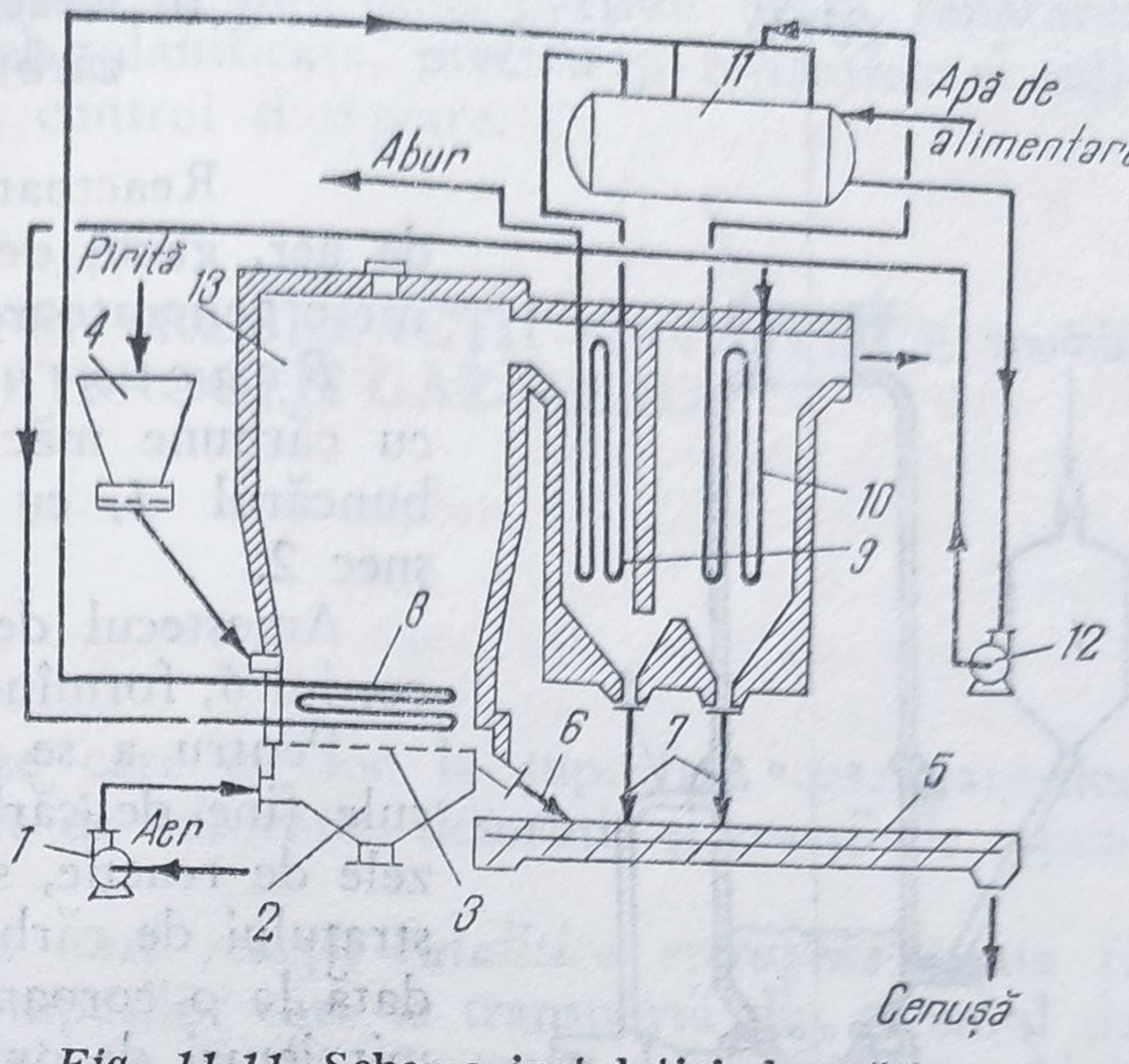


Fig. 11.11. Schema instalaţiei de prăjire în strat fluidizat.

Particulele arse sînt preluate de transportorul cu racleţi *5* şi evacuate.

Gazele de ardere trec prin spaţiul lărgit al cuptorului (spaţiu de liniştire), unde îşi micşorează viteza, apoi, prin camerele supraîncălzitorului de abur şi a preîncălzitorului de apă, unde cedează o mare parte de căldură. Excedentul de căldură este preluat cu ajutorul ţevilor fierbătoare *8*, imersate în strat. Căldura sensibilă a gazelor de ardere este recuperată cu ajutorul fasciculului de ţevi supraîncălzitoare *9* şi a fasciculului de ţevi fierbătoare *10*.

Apa necesară pentru preluarea surplusului de căldură din stratul fluidizat şi pentru recuperarea căldurii gazelor se introduce în separatorul de abur.

Din acesta, cu ajutorul pompei *12*, este trimisă concomitent pe două trasee paralele în ţevile fierbătoare *8* ale stratului fluidizat şi ale preîncălzitorului *10*.

Amestecul de apă şi abur format în aceste ţevi este readus în separatorul de abur *11*.

După separarea de apă, aburul saturat este supraîncălzit în supraîncălzitorul *9*.

Productivitatea cuptoarelor de ardere a piritei în strat fluidizat (granulaţia piritei 4 mm) este de 30 t/m²/zi. La aceeaşi granulaţie, productivitatea cuptoarelor mecanice polietajate nu depăşeşte 0,3 t/m²/zi.

b. Reactorul pentru gazeificarea cărbunilor în strat fluidizat

Reactoarele în care se produc gazul de aer, gazul de apă sau gazul mixt se numesc **generatoare de gaz** sau **gazogene.**

Reactorul (fig. 11.12) este alimentat cu cărbune măcinat (semicocs măcinat) din buncărul *1*, cu ajutorul transportorului cu şnec 2.

Amestecul de abur-oxigen intră prin racordul *6*, formînd stratul fluidizat 3.

Pentru a se micşora cantitatea de particule fine de cărbune antrenate de către gazele de reacţie, se introduce oxigen deasupra stratului de cărbune, prin conducta *5*, racordată la o coroană cu duze, prin care se trimit jeturi de oxigen în reactor, îndreptate spre mijlocul generatorului. Se formează astfel o stea de flăcări, în care praful plutitor de cărbune arde, iar ultimele resturi de hidrocarburi se descompun, ameliorînd considerabil calitatea gazului obţinut.

Din reactor gazul de apă se evacuează prin racordul *7*, iar zgura (cenuşa), prin dispozitivul *4*.

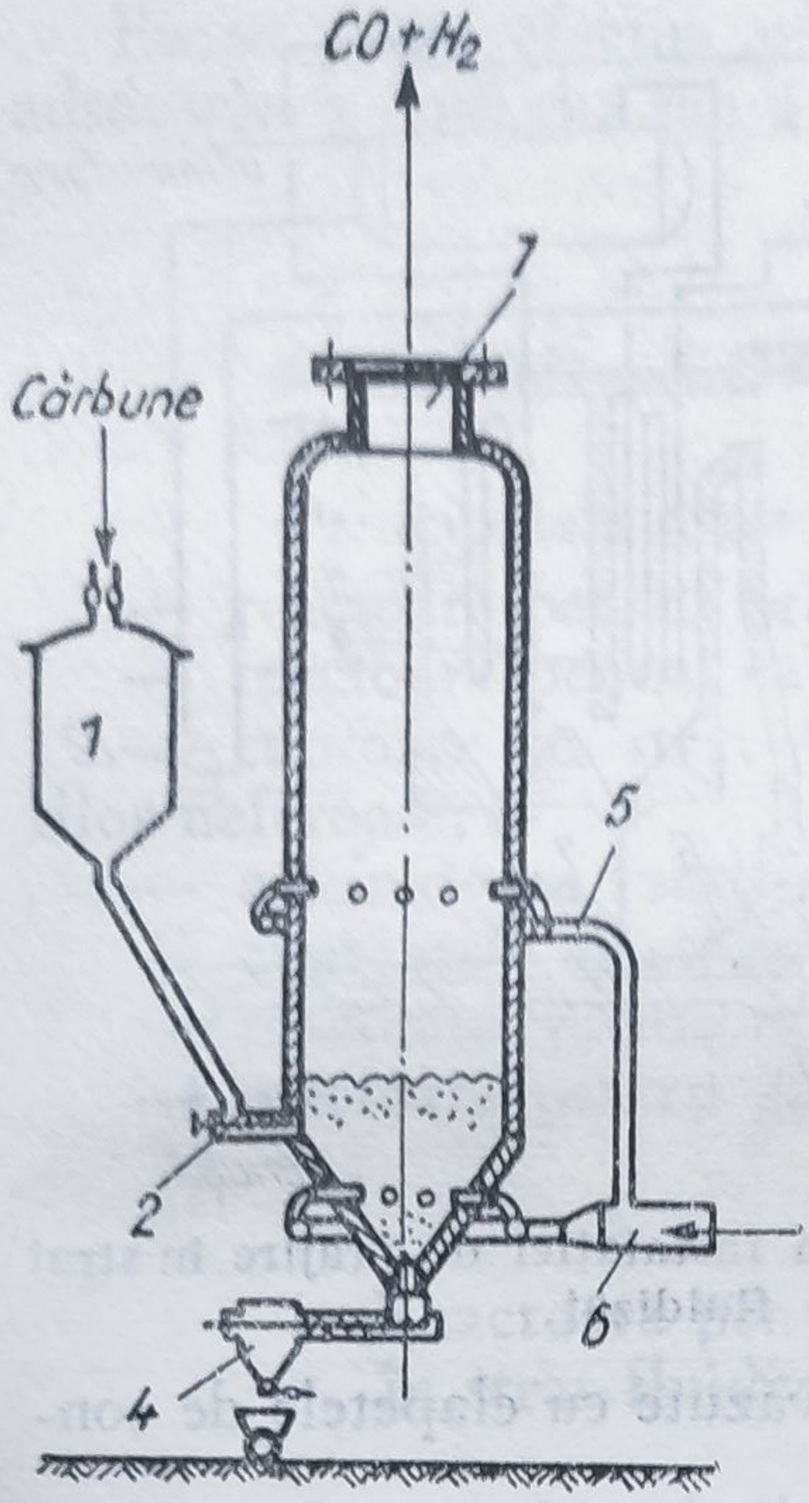


Fig. 11.12. **Reactor pentru gazeificarea cărbunilor în strat fluidizat.**

Pentru a rezista la temperatura ridicată de reacţie, reactorul din oţel carbon este căptuşit în interior cu cărămidă refractară.

3. *Exploatare şi întreţinere*

Exploatarea corectă a reactoarelor constă în respectarea parametrilor proiectaţi. La reactorul de ardere al piritei se respectă debitul de pirită, aer şi apă, precum şi temperaturile şi presiunile de lucru. La gazogene se urmăresc temperaturile în toate zonele cuptorului. Menţinerea lor între limitele admise este automată, prin reglarea debitelor de aer, oxigen şi abur. Se va verifica permanent funcţionarea corectă a aparaturii de măsură, control şi reglare.

Se va controla etanşeitatea reactorului, evitîndu-se scăpările de CO, care este toxic şi de gaze, care sînt explosive. Locul de muncă este prevăzut cu semnalizatoare automate pentru CO şi H_2.

Întreţinerea reactorului constă în înlocuirea părţilor uzate, repararea zidăriei refractare la termenele planificate, precum şi repararea şi calibrarea aparaturii de măsură, control şi reglare.

F. REACTOARE PENTRU REACŢII CATALITICE ÎN SISTEMUL ETEROGEN GAZ-SOLID

1. *Generalităţi*

Reacţiile dintre gaze care au loc la suprafaţa catalizatorilor solizi includ trepte elementare de adsorbţie, desorbţie şi reacţii de suprafaţă.

Viteza de reacţie. *Viteza unei reacţii catalitice eterogene* poate fi determinată de difuziunea compuşilor care se transportă din curentul de gaz la suprafaţa catalizatorului sau de difuziunea în porii catalizatorului.

Ea reprezintă modificarea numărului de moli de substanţă N, raportată la unitatea de masă a catalizatorului M, şi la timpul t:

$$v = \frac{\Delta N}{Mt}. \qquad (11-10)$$

Raportînd modificarea numărului de moli de substanţă N la unitatea de suprafaţă S a catalizatorului, rezultă:

$$v = \frac{\Delta N}{St}. \qquad (11-11)$$

Viteza de reacţie definită astfel se numeşte viteză specifică.

2. *Cataliza*

Cataliza reprezintă fenomenul prin care se modifică viteza unei reacţii chimice, provocat de prezenţa catalizatorilor.

În cazul în care unii produşi intermediari sau finali ai unei reacţii chimice au rol catalitic, accelerînd de la sine desfăşurarea reacţiei, fenomenul se numeşte *„autocataliză"*.

Cataliza este *omogenă*, dacă reactanţii din sistem şi catalizatorul se găsesc, dispersaţi la scară moleculară, formînd o singură fază: lichid, vapori sau gaz. De exemplu: formarea eterilor din acizi carboxilici şi alcooli în prezenţă de H_2SO_4 sau de HCl.

Cataliza este *eterogenă*, cînd catalizatorul este insolubil în sistemul chimic, pe care îl transformă şi formează o fază distinctă, de obicei solidă. De exemplu: sinteza catalitică a amoniacului, a trioxidului de sulf.

Avantajele reacţiilor catalitice:

— se pot utiliza la scară industrială fiind rapide;

— permit realizarea procesului într-o singură etapă;

— pot orienta reacţia în direcţia dorită şi la temperaturi mai joase (economie de combustibil);

— evită reacţiile secundare, care micşorează randamentul în procesele de bază.

Astăzi circa 80% din totalul producţiei chimice pe plan mondial se realizează prin procese catalitice.

3. *Catalizatori*

Catalizatorul este o substanţă care modifică viteza unei reacţii chimice, deşi aparent nu participă la reacţie, şi se găseşte neschimbată la sfîrşitul reacţiei.

În timpul reacţiei, catalizatorul formează cu unul dintre reactanţi un produs intermediar activ, instabil, bogat în energie liberă, care reacţionează rapid cu celălalt reactant, conducînd la produsul final şi regenerînd totodată catalizatorul.

Un catalizator intervine numai în reacţiile chimice care pot avea loc din punct de vedere termodinamic, deoarece el nu modifică efectul termic al unei reacţii şi nici nu deplasează echilibrul acesteia.

Drept catalizatori se pot întrebuinţa acizi şi baze (în cataliza omogenă), săruri, metale, oxizi (în cataliza eterogenă).

4. *Factorii care influenţează cataliza*

Cataliza este influenţată de: temperatură, presiune, viteză de volum, timpul de contact şi dizolvanţii.

Catalizatorii trebuie să aibă următoarele proprietăţi:

— activitate mare;

— selectivitate mare;

— durată de funcţionare mare;

— sensibilitate redusă la supraîncălzire şi otrăvuri;

— regenerare uşoară.

În tabela 11.3 se prezintă otrăvurile unor catalizatori.

Tabela 11.3

Otrăvurile unor catalizatori

Catalizatorul	Reacţia	Otrava	Tipul de otrăvire
Silice Alumină	cracare	– Baze organice – Cărbuni, hidrocarburi – Apă – Metale grele	– chemosorbţie – depunere – stabilitate – selectivitate
V_2O_5 Fe	– oxidare – sinteza amoniacului – hidrogenare	– As – O_2, H_2O, CO, S, C_2H_2 – Bi, Se, Te, P, H_2O – Bi	– chemosorbţie
Nichel Platină Cupru	– hidrogenare – dehidrogenare	– S, Se, Te, P, As, Zn – Hg, Pb, NH_3, C_2H_2 – H_2S etc.	– chemosorbţie
Cobalt Argint	– Hidrocracare – $C_2H_4+O \rightarrow C_2H_4O$ – oxidare (formol)	– NH_3, S, Se, Te, P – CH_4, C_2H_6 – Cl_2, SO_2, HCl – Temperatura	– chemosorbţie – selectivitate – schimbarea structurii
Acetat de zinc	– Sinteza acetatului de vinil din C_2H_2 şi acid acetic	– NH_3, S, As	– schimbarea structurii

5. *Productivitatea catalizatorilor*

Productivitatea catalizatorului G în kg/m³.s la o anumită compoziţie a amestecului gazos se poate calcula cu formula:

$$G = \rho \cdot v_V \cdot n, \qquad (11-12)$$

în care:

v_V este viteza volumetrică, m³/s;
ρ — masa specifică a produsului gazos, kg/m³;
n — fracţiunea de volum a substanţei care se formează la trecerea gazului prin spaţiul de cataliză (randamentul la o singură trecere; conversie).

6. *Tipuri de reactoare*

Principalele reactoare din această grupă sînt:
— reactoare pentru sinteza trioxidului de sulf;
— reactoare pentru desulfurarea metanului;
— reactoare pentru cracarea metanului;
— reactoare pentru conversia oxidului de carbon;
— reactoare pentru sinteza amoniacului;
— reactoare pentru oxidarea amoniacului la oxizi de azot;
— reactoare pentru dehidrogenarea etilbenzenului la stiren:

$$C_6H_5C\,H_2CH_3 \rightarrow C_6H_5CH{=}CH_2 + H_2$$

— reactoare pentru obţinerea butadienei din butan şi butilene;
— reactoare pentru conversia acetilenei la acetonă;
— reactoare pentru dehidrogenarea ciclohexanolului la ciclohexanonă;
— reactoare pentru sinteza cumenului (izopropilbenzenului);
— reactoare pentru sinteza acidului cianhidric din metan şi amoniac;
— reactoare pentru sinteza acetatului de vinil;
— reactoare pentru hidrogenarea crotanaldehidei la butanol;
— reactoare pentru sinteza metanolului.
— reactoare pentru sinteza Fischer-Tropsch:

a. Reactoare catalitice în strat fluidizat pentru oxidarea dioxidului de sulf la trioxid de sulf

Prin întrebuinţarea tehnicii fluidizării se realizează o suprafaţă mare de contact între catalizator şi reactanţi şi se poate controla foarte bine temperatura, reacţia avînd loc practic, izoterm.

La reactoarele cu strat fluidizat se dispune de un coeficient de transfer termic mult mai mare decît în cazul reactoarelor cu strat fix.

Viteza de fluidizare aleasă trebuie să permită;
— o bună fluidizare;
— să asigure desfăşurarea procesului cu variaţii cît mai mici de temperatură (izoterme);
— să asigure timpul de contact necesar desfăşurării reacţiei în scopul obţinerii produselor dorite.

În industria anorganică sînt folosite reactoarele pentru sinteza trioxidului de sulf, iar în industria organică, cele pentru reformare şi cracare.

Conversia bioxidului de sulf în strat fluidizat. În comparaţie cu procesul adiabatic de obţinere a trioxidului de sulf, stratul fluidizat permite:

— Mărirea considerabilă a gradului de utilizare a suprafeţei interne a catalizatorului prin micşorarea diametrului granulelor, fără ca aceasta să ducă la o creştere suplimentară a rezistenţei hidraulice a catalizatorului.

— Micşorarea suprafeţei globale a schimbătoarelor de căldură prin prelucrarea căldurii direct din stratul fluidizat, care asigură prin natura sa coeficienţi de transfer termic mari.

— Reducerea pericolului de aglomerare a maselor de contact, prin agitarea continuă a particulelor.

— Folosirea gazelor de concentraţie relativ mare, fără a exista pericolul supraîncălzirii catalizatorului.

— Mărirea capacităţii, respectiv a diametrului reactorului fără a mai exista pericolul supraîncălzirilor locale în masa de catalizator şi a utilizării neraţionale a acestuia.

Regimul termic la reactoarele cu strat fluidizat variază în funcţie de concentraţia iniţială a gazelor şi de numărul de trepte de conversie. În general se adoptă patru trepte de conversie. Temperatura descreşte de la 500—550°C, în primul strat, la 420—430°C, în ultimul strat.

În figura 11.13 este reprezentat un reactor de conversie în strat fluidizat.

Reactorul este construit din acelaşi material ca reactoarele adiabatice. Utilajul este prevăzut cu patru straturi de catalizator *1*, *2*, *3*, *4* şi cu patru răcitoare *5*, *6*, *7*, *8*.

Gazele cu SO_2 şi aerul necesar se introduc prin racordul *9*, iar evacuarea gazelor convertite se face prin racordul *10*.

În cazul utilizării reactoarelor în strat fluidizat, cheltuielile de investiţii la secţia de contact se reduc cu circa 37%, iar costul acidului sulfuric scade cu circa 5%.

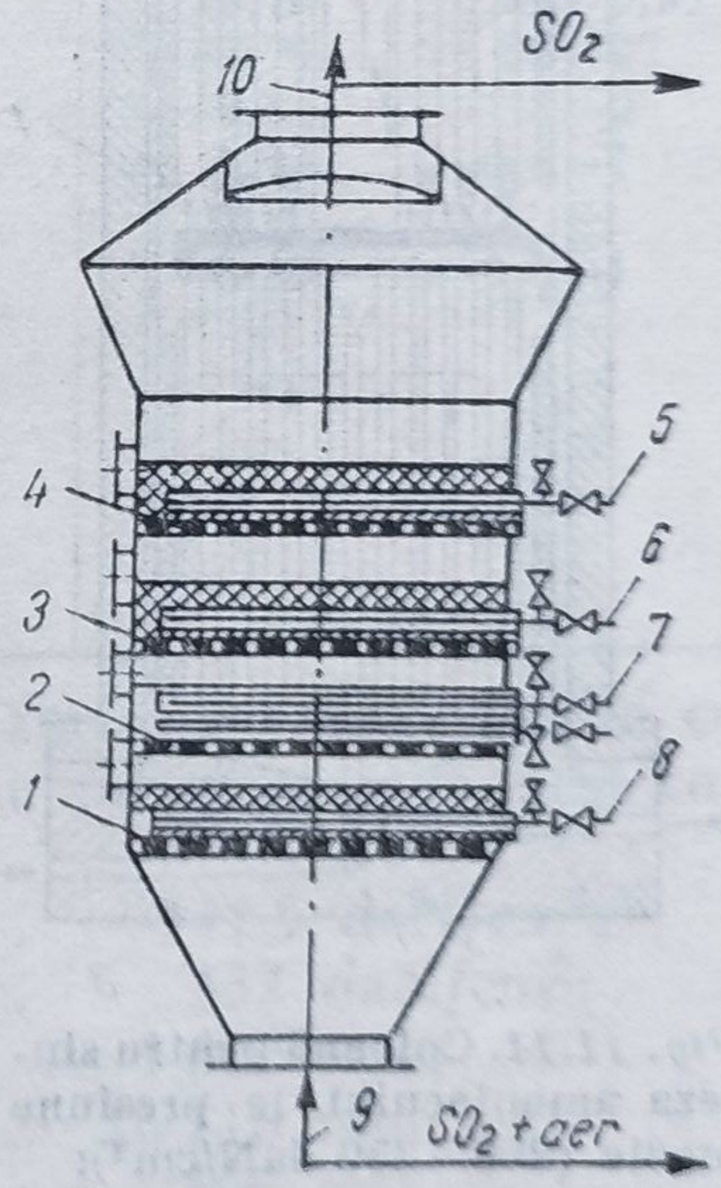


Fig. 11.13. Reactor de conversie în strat fluidizat.

b. Reactoare cu strat fix de catalizator

1) Reactoare pentru sinteza amoniacului la presiuni medii. Aceste tipuri de reactoare (coloane) sînt cele mai întrebuinţate în practica industrială. În figura 11.14 este pre-

zentată construcţia coloanei de sinteză care lucrează la presiuni medii, de 250—350 daN/cm².

Coloana de sinteză este formată dintr-o manta exterioară din oţel *1*, rezistent la presiune şi la acţiunile hidrogenului, a azotului şi a amoniacului.

Mantaua exterioară se confecţionează din oţel-carbon cu rezistenţă mecanică mare. În interior, mantaua are o cămaşă din oţel aliat sau oţel moale, sărac în carbon (sub 0,15% C).

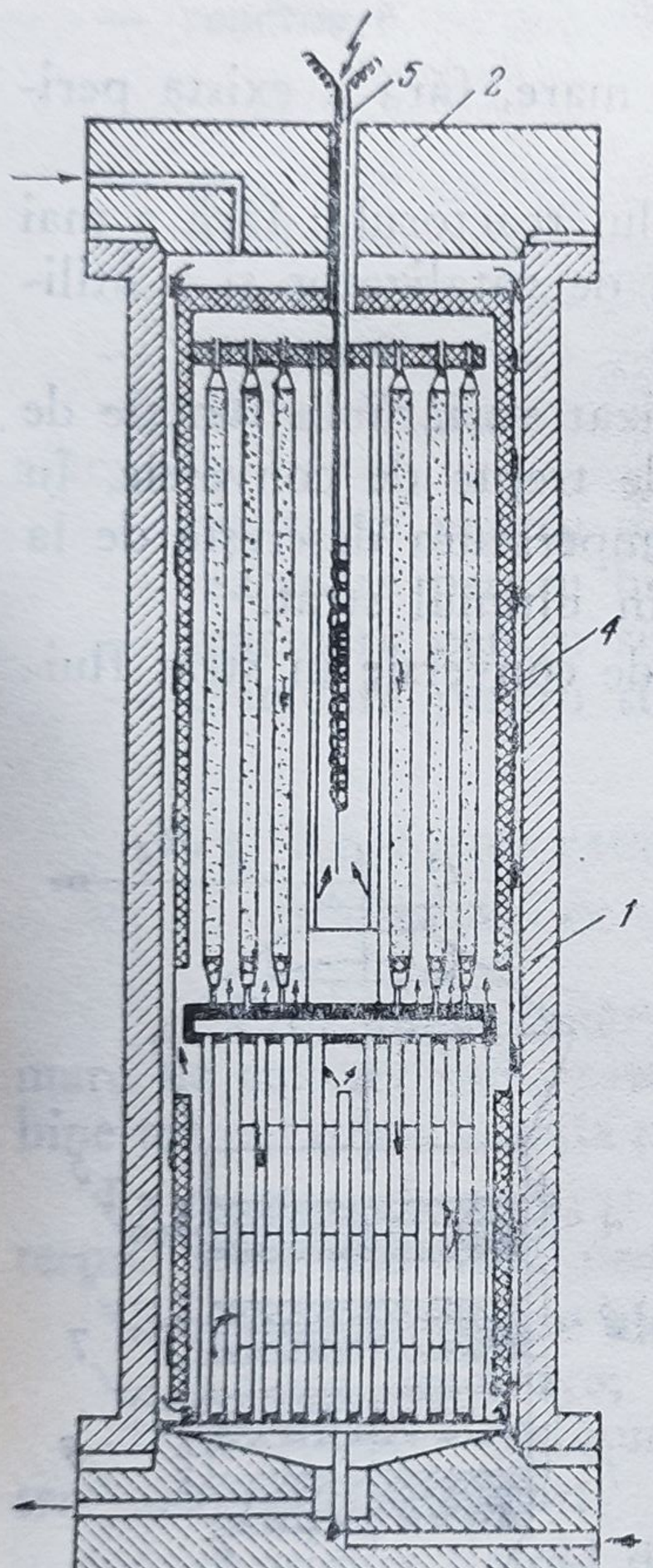


Fig. 11.14. Coloană pentru sinteza amoniacului la presiune medie (250—350 daN/cm²):
1 — corpul coloanei; 2 — capac superior; *3* — capac inferior; 4 — corp interior; *5* — încălzitor electric.

Spre exterior, unde face contact cu mantaua de rezistenţă, cămaşa are o serie de canale longitudinale şi transversale, fiind mandrinată pe mantaua exterioară.

În mantaua exterioară sînt prevăzute, din loc în loc, o serie de orificii de circa 2 mm diametru, pentru ca hidrogenul ce eventual ar difuza prin cămaşa de rezistenţă chimică să poată trece prin canale şi să ajungă la unul din orificiile care ies în exterior.

Coloana de sinteză este prevăzută cu un capac *2* şi un fund *3*.

Capacul are, în general, trei orificii: unul pentru intrarea gazului în coloană, al doilea pentru încălzitorul electric şi al treilea pentru termoelemente.

Fundul are, de asemenea, trei orificii: unul pentru ieşirea gazelor catalizate, al doilea pentru intrarea gazului rece şi al treilea pentru montarea unui termoelement.

Coloana are în interior un sistem de ţevi care constă în partea superioară dintr-un schimbător de căldură aşezat în masa catalizatorului, iar în partea inferioară, dintr-un fascicul de ţevi care are rolul de schimbător de căldură, între gazul catalizat şi gazul ce intră la cataliză.

Porţiunea din coloană în care se găseşte catalizatorul este izolată termic la interior cu cărămizi de dialit, şi în exterior, cu un tub de oţel care are o spirală din platbandă de oţel.

În acest mod gazul intră prin capacul superior şi este dirijat în jos mergînd în spirală printre mantaua coloanei şi tubul exterior al

porţiunii cu catalizator, primind astfel o mişcare elicoidală de învăluire. În acest fel se răceşte mantaua exterioară a coloanei şi se micşorează pericolul de decarburare şi de nitrurare a oţelului.

Ajuns la partea inferioară a coloanei, gazul intră între ţevile schimbătorului de căldură şi urcînd se preîncălzeşte la circa 300°C. Cu această temperatură, gazul intră în schimbătorul de căldură din masa catalizatorului, preluînd căldura de reacţie degajată. De aici, gazul este oprit în partea superioară de o garnitură de azbest şi îndreptat în jos, prin încălzitorul electric (care se foloseşte numai la punerea în funcţiune), trecînd apoi prin masa de catalizator.

Temperatura în spaţiul de cataliză este de circa 550°C.

Coloanele de sinteză industrială sînt confecţionate din oţeluri aliate cu crom, vanadiu, molibden, wolfram, nichel etc.

Oţelul cel mai rezistent la acţiunea de nitrurare a amoniacului este oţelul crom-nichel austenitic.

Nitrurarea este pronunţată la tuburile schimbătorului de căldură şi în tuburile care răcesc catalizatorul.

Tabela 11.4

Catalizatori pentru sinteza amoniacului

Componente	Compoziţie, %			
	I	II	III	IV
Oxid de fier	40,41	28,38	28,70	0,96–0,97
Trioxid de fier	53,20	66,59	66,76	96–97
Oxid de aluminiu	1,78	2,33	2,84	1,8–2
Oxid de potasiu	0,81	0,98	1,04	0,8–1
Bioxid de siliciu	1,02	–	0,26	–
Oxid de calciu	0,85	0,30	0,40	0,8–1
Oxid de magneziu	–	0,21	–	–
Oxid de mangan	0,03	–	–	–
Sulf	0,03	–	–	–
Fosfor	0,02	–	–	–
Crom	0,36	–	–	–

În ţara noastră, la instalaţiile moderne de fabricare a amoniacului cu capacitatea fiecăreia de 300 000 t/an NH_3, s-au proiectat şi montat coloane moderne cu următoarele caracteristici:

— presiunea de lucru . . . . . 341,5 daN/cm²;
— presiunea de calcul . . . . . 357 daN/cm²;
— diametrul coloanei . . . . . 1 600 mm;
— înălţimea totală . . . . . 16 116 mm;
— suprafaţa de transfer caloric . . . . . 566 m²;
— catalizator: oxid de fier: — volum 11,42 m³;
— granulaţia 4,75—9,5 mm;

— încălzirea electrică: tensiunea 100 V, puterea 400 kW;
— temperatura în manta 100°C;
— temperatura de calcul 120°C;
— categoria recipientului conform I.S.C.I.R. (C_4—C_6 ISCIR III).

Două coloane în funcţiune asigură o producţie de 300 000 t/an NH_3.

2) *Reactoare pentru oxidarea amoniacului la oxizi de azot.* Reacţia de oxidare a amoniacului la oxizi de azot are loc cu o uşoară mărire de volum, deci presiunea mică favorizează formarea oxidului de azot.

Reacţia principală care are loc este următoarea:

$$4\ NH_3+5\ O_2 \rightarrow 4\ NO+6\ H_2O \qquad \Delta H=-908\ kJ/mol$$

Reacţia secundară este

$$4\ NH_3+3\ O_2 \rightarrow 2\ N_2+6\ H_2O \qquad \Delta H=-1\ 270\ kJ/mol$$

Catalizatorul întrebuinţat se prezintă sub forma unei plase împletite, din sîrmă de platină sau aliată cu 3—10% rodiu (sau paladiu). Cel mai frecvent utilizate sînt plasele cu diametrul sîrmei cuprins între 0,04 şi 0,09 mm şi 1 024—3 600 ochiuri/cm².

Suprafaţa activă S_A a plasei reprezintă suprafaţa totală a sîrmelor pe unitatea de suprafaţă şi se calculează cu relaţia:

$$S_A=2\pi\ d\sqrt{n}, \qquad (11-13)$$

în care:

d este diametrul sîrmei, în cm;
n — numărul de ochiuri pe centimetru pătrat.

În prezenţa catalizatorului de platin-rodiu la temperatura de 650—700°C, reacţia are loc cu un randament de aproape 100%; pe măsura ridicării temperaturii, viteza de reacţie creşte, însă randamentul scade.

Timpul de contact este foarte scurt şi se determină cu relaţia:

$$t_c=\frac{V_l}{Q_v}, \qquad (11-14)$$

în care:

t_c este timpul de contact, în s;
V_l — volumul liber al catalizatorului, în m³;
Q_v — debitul volumetric al gazului, în m³/s.

Volumul liber al catalizatorului se determină cu relaţia:

$$V_1=f\cdot s\cdot d\cdot m\ (m^3), \qquad (11-15)$$

în care:

f este coeficientul care determină raportul dintre volumul liber al sitelor şi volumul lor total;
s — suprafaţa sitelor, în m²;
d — diametrul firului sitelor, în m;
m — numărul sitelor.

Debitul volumetric al amestecului reactant se calculează cu relaţia:

$$Q_v = Q_{v_0} \cdot \frac{p_0 \cdot T_k}{p_k \cdot T_0} \qquad (11-16)$$

în care:

Q_{v_0} este debitul volumetric al amestecului gazos la 0°C şi 760 mm Hg, în m^3/s;
T_0 — 273°K (0°C);
p_0 — presiunea atmosferică;
T_k — temperatura reacţiei de contact, °K;
p_k — presiunea gazului de contact.

Timpul de contact este foarte scurt, de ordinul $1/10^4$ s, fiind una din cele mai rapide reacţii eterogene în faza gazoasă.

În figura 11.15 este reprezentat un reactor pentru oxidarea amoniacului la presiune. Utilajul este construit din două piese conice *5*, între care se aşază pînzele de catalizator, 16—19 bucăţi suprapuse.

Gazele intră în reactor pe la partea superioară care este construită din nichel, pentru a se evita disocierea amoniacului (prin racordul *1*), străbat sitele *2* din Pt—Pt Rh şi sînt evacuate prin racordul *6*. Aprinderea se face prin fereastra de amorsare *3*, iar prin vizorul *4* se pot observa temperatura şi starea sitelor.

Dacă în locul aerului se introduce oxigen în amestecul reactant, oxidarea poate avea loc în trepte, pînă cînd se obţine un amestec de gaze de conversie, care conţin 40% NO.

Deoarece amestecul de amoniac cu oxigen este explozibil, s-au construit reactoare în care, pentru siguranţa în lucru, se introduce un component inert, uşor de separat, aburul.

În figura 11.16 este reprezentat reactorul pentru amestecul amoniac-oxigen-abur.

Utilajul are o pînză de oţel inoxidabil *1*, prin care curge continuu apa distilată introdusă prin racordul *2*; amoniacul şi oxigenul intră în reactor pe la partea inferioară, prin racordurile *3* şi *4* şi menţin filmul de apă pe site; ele antrenează o cantitate de vapori, în funcţie de presiunea şi temperatura de lucru. Picăturile de apă antrenate sînt reţinute de un strat de inele Raschig. Pe lîngă rolul de saturator cu vapori de apă al amestecului reactant, filmul de apă de pe sită împiedică propagarea eventualelor unde explozive. Gazele nitroase ies din racordul *5*.

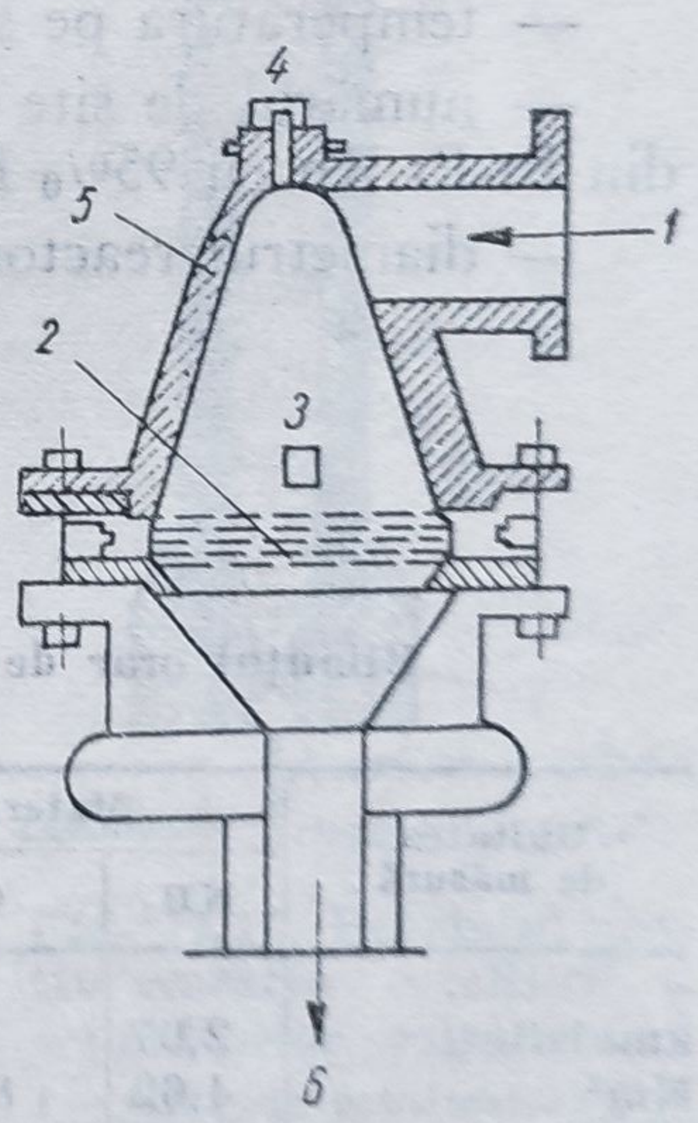


Fig. 11.15. Reactor pentru oxidarea amoniacului la presiuni mari.

Reactorul are un diametru de 2 m şi prelucrează 8 t NH_3/24 h sau 160 kg $NH_3/m^2 \cdot h$, suprafaţă de catalizator.

Impurităţile, ca: pulberi, uleiuri, H_2S, $As H_3$, PH_3, C_2H_2, halogenii etc., au o foarte puternică acţiune toxică asupra catalizatorului de platină. Hidrogenul fosforat, de exemplu, în concentraţii foarte mici (0,00002%), anulează definitiv activitatea platinei.

Catalizatorul se reactivează prin insuflarea aerului preîncălzit la 750°C sau prin spălarea cu acid clorhidric de 10—15% la 60—70°C.

Bilanţul orar de materiale, la oxidarea amoniacului pe 1 m^2 sită este arătat în tabela 11.5.

În instalaţiile noi, moderne de acid azotic din ţara noastră s-au prevăzut reactoare cu următoarele caracteristici:

— presiunea de lucru 3,37 daN/cm^2;

— temperatura amestecului la intrare 140°C;

— temperatura pe sită, 840°C;

— numărul de site — cinci bucăţi, din care una de Pt; patru bucăţi din Pt-Pt Rh cu 95% Pt şi 5% Rh;

— diametrul reactorului 3 535 mm;

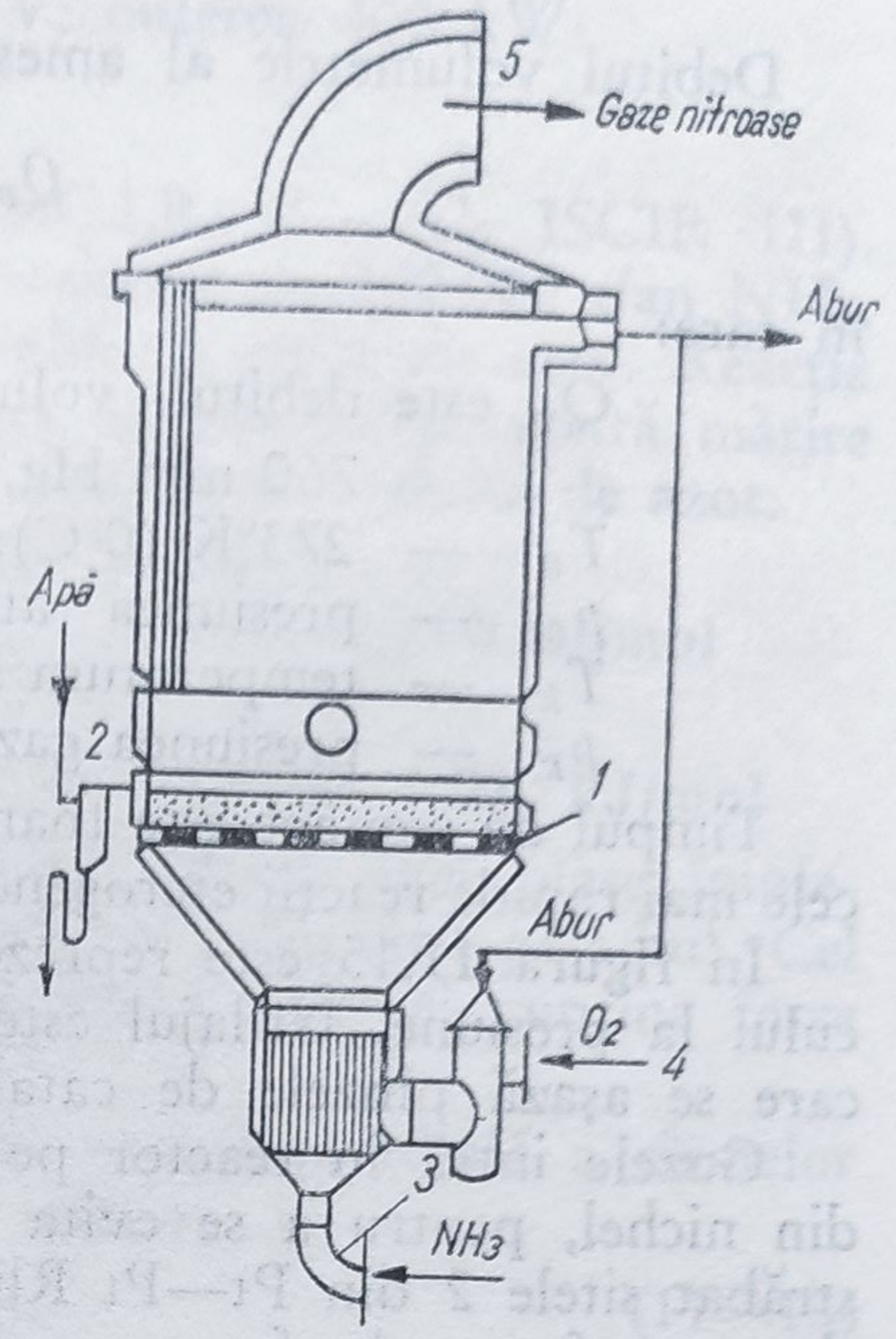


Fig. 11.16. Reactor pentru oxidarea amoniacului în amestec cu oxigen şi vapori de apă.

Tabela 11.5

Bilanţul orar de materiale la oxidarea amoniacului pe 1 m^2 sită

Unitatea de măsură	Materiale intrate			Materiale ieşite			
	NH_3	O_2	N_2	NO	H_2O	O_2	N_2
kmol	2,07	3,94	14,76	1,966	3,105	1,402	14,812
Nm^3	4,62	88,10	330,00	44,00	69,50	31,40	332,0
Kg	35,10	126,00	412,50	58,60	56,00	45,0	414,0
% vol	10,00	17,90	72,10	9,22	14,65	6,57	69,57

— înălțimea totală 6 200 mm;
— debitul de amestec 50 800 m^3/h;
— concentrația amoniacului din gaze 10,7% NH_3;
— material de construcție, oțel-carbon 45 și oțel inoxidabil;
— greutatea utilajului 17,86 t.

Stratul filtrant al amestecului de amoniac și aer este format din umplutură de aluminiu și inele Raschig din V_2A.

Sitele sînt așezate pe tuburi ceramice de porolit.

3) *Reactorul pentru cracarea catalitică a produselor petroliere.* Hidrocarburile grele obținute din petrol, printr-un proces de cracare catalitică, se transformă în benzine cu cifră octanică mare și hidrocarburi gazoase, folosite la chimizare.

Fracțiunile grele de hidrocarburi care sînt supuse cracării catalitice, în vederea obținerii benzinelor sînt: petrolul lampant, motorina, păcura parafinoasă etc.

Prin cracarea catalitică, petrolul lampant cu punctul de fierbere cuprins între 170 și 270°C și numărul de atomi de carbon în molecule, C_{10}—C_{15}, motorina cu punctul de fierbere 220—360°C și numărul de atomi de carbon în molecule C_{12}—C_{20}, precum și păcura se transformă în hidrocarburi mijlocii C_3—C_{10} (din care se separă benzina C_7—C_8) și gaze: metan, etan etc.

În figura 11.17 este reprezentat reactorul pentru cracarea catalitică a produselor petroliere.

Fracțiunile grele de hidrocarburi lichide (ulei), preîncălzite la circa 270°C într-un cuptor tubular se amestecă cu motorina grea recirculată și trec printr-o conductă unde antrenează catalizatorul: oxizi de aluminiu și siliciu, sub formă de granule de 50—60 μ și intră în reactor.

La contactul cu catalizatorul fierbinte, cu temperatura de circa 700°C, motorina se evaporă brusc, iar vaporii obținuți mențin catalizatorul în stare de fluidizare în reactor.

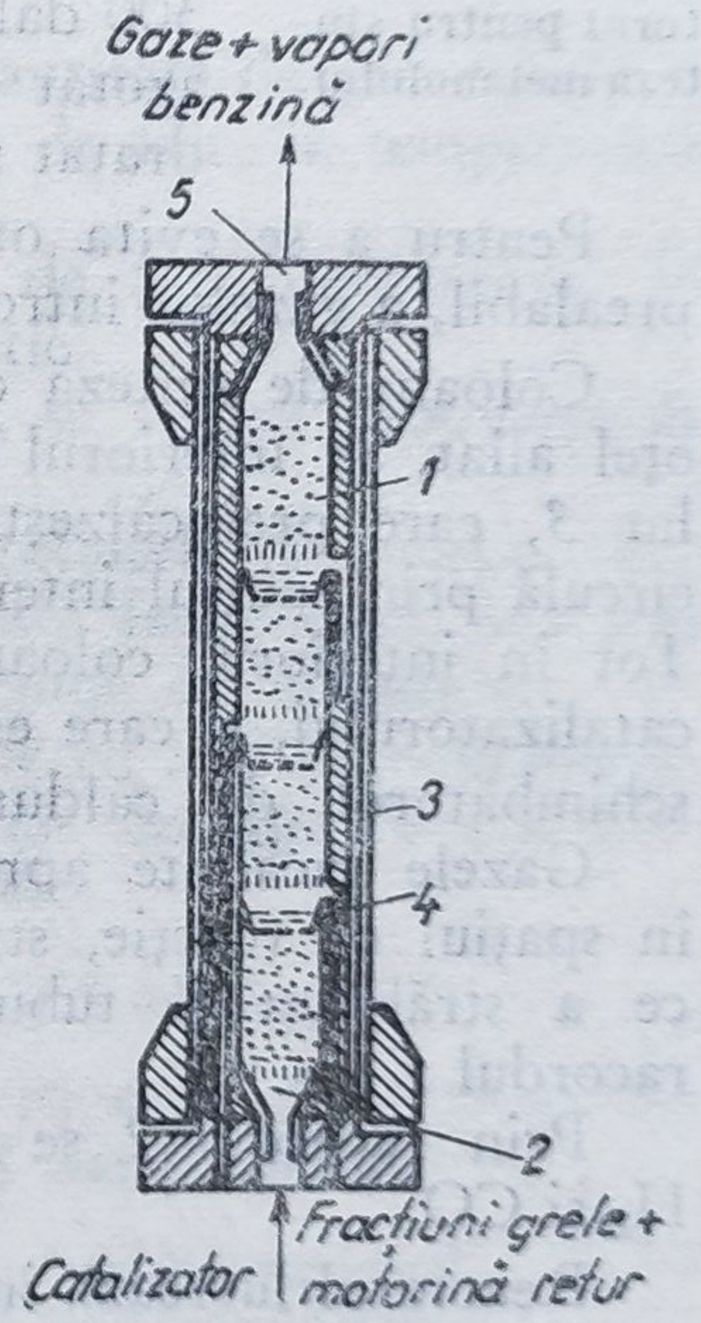


Fig. 11.17. Reactorul pentru cracarea catalitică a produselor petroliere:
1 — strat de catalizator; *2* — cameră de amestec: fracțiuni grele + catalizator; *3* — izolație termică; *4* — manta; *5* — ieșire gaze + vapori de benzină.

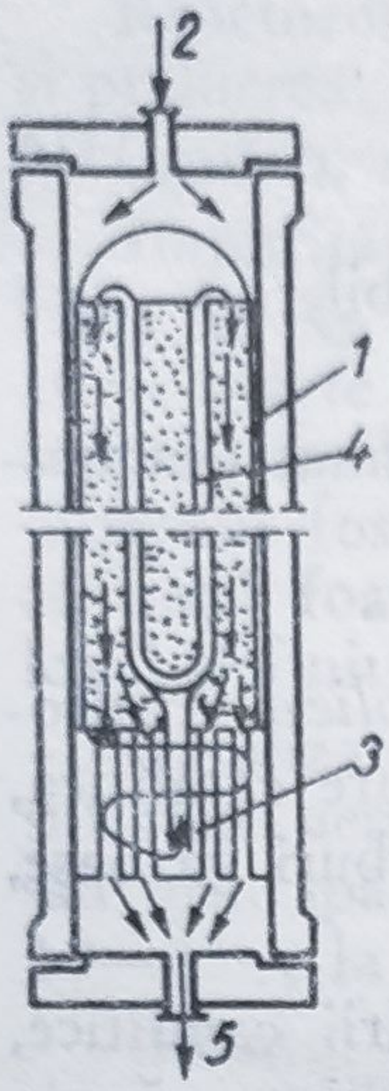


Fig. 11.18. Reactorul pentru sinteza metanolului.

Gazele şi vaporii de benzină rezultaţi în reactor, ies pe la partea superioară a reactorului; catalizatorul se separă în cicloane, iar produsele de reacţie intră în coloana de distilare, unde se separă pe fracţiuni. Cocsul depus pe suprafaţa catalizatorului se arde cu aer preîncălzit.

4) *Reactorul pentru sinteza metanolului.* Formarea metanolului din hidrogen şi oxid de carbon are loc cu degajare mare de căldură şi contracţie de volum, conform reacţiei:

$$2\,H_2 + CO \rightleftarrows CH_3OH; \qquad \Delta H = -113{,}96\ kJ/mol.$$

În ţara noastră se fabrică metanol din hidrogen şi oxid de carbon, la Combinatul chimic Victoria.

În figura 11.18 se prezintă reactorul pentru fabricarea metanolului.

Reactorul lucrează la circa 400°C şi la presiunea de 300 daN/cm², catalizatorul utilizat fiind format din 75% azotat de aluminiu hidratat, 25% azotat de nichel hidratat şi cantităţi mici de caolin.

Pentru a se evita otrăvirea catalizatorului, se face o desulfurare în prealabil, a gazelor introduse la sinteza metanolului.

Coloana de sinteză constă dintr-o manta cilindrică exterioară *1*, din oţel aliat, în interiorul căreia se găseşte schimbătorul de căldură tubular *3*, care preîncălzeşte gazul proaspăt, ce răceşte pereţii coloanei şi circulă prin spaţiul intertubular, primind căldura de la gazele catalizate. Tot în interiorul coloanei se găseşte preîncălzitorul *4*, aşezat în cutia catalizatorului, şi care este străbătut de jos în sus de gazul preîncălzit în schimbătorul de căldură tubular *3*.

Gazele încălzite aproape de temperatura de regim de 400°C, intră în spaţiul de reacţie, străbătînd masa catalitică de sus în jos, iar după ce a străbătut şi tuburile preîncălzitorului *3*, părăsesc coloana prin racordul *5*.

Prin racordul *2* se introduc continuu în reactor gazele de sinteză: H_2 şi CO.

Reactorul lucrează în regim adiabatic.

În coloana de sinteză, temperatura constantă de 400°C se menţine prin introducerea de gaze noi, în diferitele puncte ale reactorului.

5) *Reactorul pentru sinteza Fischer-Tropsch.* Benzinele sintetice se pot obţine din gazul de sinteză, în prezenţa catalizatorilor pe bază de fier, de nichel sau cobalt, la temperaturi cuprinse între 180 şi 350°C, în conformitate cu reacţiile:

$$n\,CO+(2n+1)\,H_2 \rightarrow C_nH_{2n+2}+n\,H_2O$$

$$2n\,CO+n\,H_2 \rightarrow C_nH_{2n}+n\,CO_2$$

Presiunea de lucru este cuprinsă între 10 și 30 daN/cm^2.

În figura 11.19 este prezentat reactorul de sinteză, în cadrul instalației aferente pentru obținerea benzinelor sintetice.

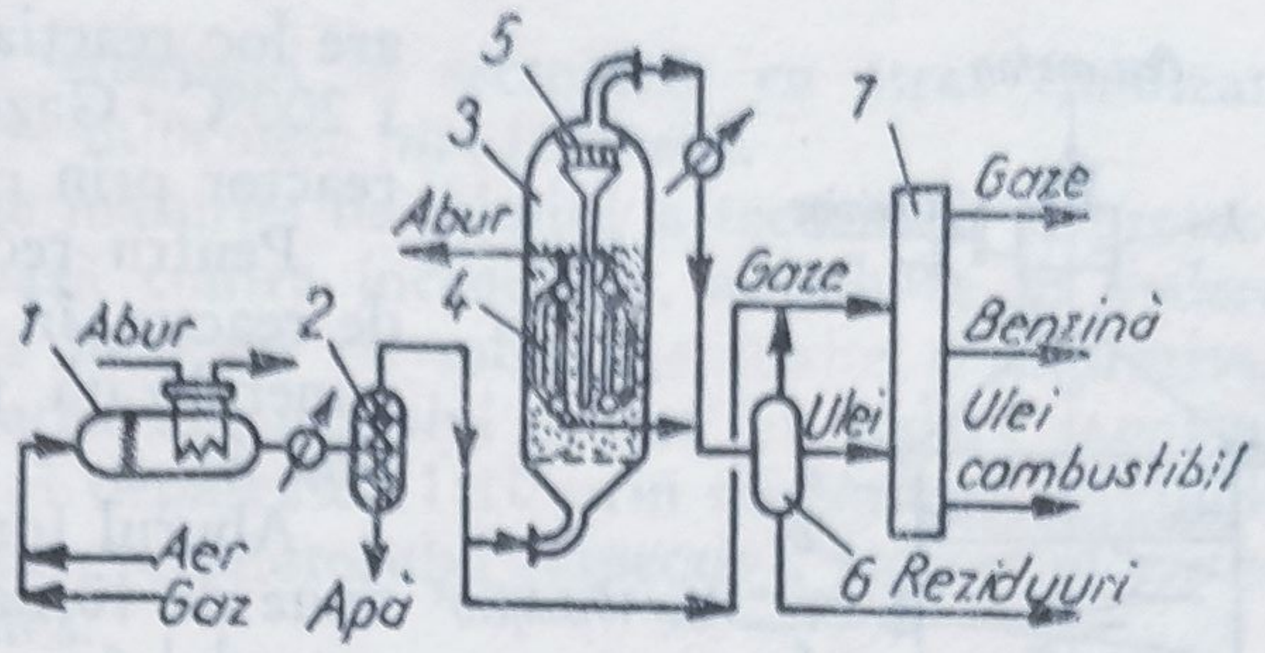


Fig. 11.19. Schema instalației pentru sinteza Fischer Tropsch în strat fluidizat.

În generatorul de gaze *1* se introduc gaze naturale și aer, din care rezultă gazul de sinteză $CO+H_2$ și abur. Gazele sînt răcite și spălate în scruberul stropit cu apă *2*.

Reactorul propriu-zis *3* este prevăzut cu schimbătorul de căldură *4* și ciclonul *5*.

În reactor, gazele de reacție, împreună cu o cantitate de gaz reciclată, vin în contact cu stratul fluidizat de catalizator de fier, la temperatura de 315°C.

În spațiul de reacție sînt introduse o serie de țevi fierbătoare, cu ajutorul cărora se reglează temperatura de reacție.

În multiciclonul *5*, din interiorul reactorului, se separă produsele de reacție de catalizator.

În separatorul *6* se separă reziduurile din produsele de reacție, care intră în coloana de distilare *7*, unde, prin distilare fracționată, se obțin benzinele sintetice, gaze și hidrocarburi grele lichide combustibile.

6) *Reactorul pentru sinteza acidului cianhidric cu sită de catalizator.* Formarea acidului cianhidric din metan și amoniac decurge endoterm la peste 1 000°C, cînd reacția este aproape cantitativă:

$$CH_4+NH_3 \rightarrow HCN+3\,H_2; \qquad \Delta H=+251{,}4\ kJ/mol$$

Pentru a furniza căldura necesară reacției, se arde o cantitate de metan cu aer sau oxigen, reacția globală fiind următoarea:

$$CH_4+NH_3+3/2\,O_2 \rightarrow HCN+3\,H_2O; \quad \Delta H=-474{,}8\ kJ/mol$$

Această reacție este catalizată de platină, sub formă de site de Pt—Rh.

Reactorul pentru fabricarea acidului cianhidric este prezentat în figura 11.20.

Gazul metan, amoniacul și aerul intră în reactor prin camera de amestec *1*, trecînd peste sitele de platin-rodiu-*2* (un set de trei site), unde

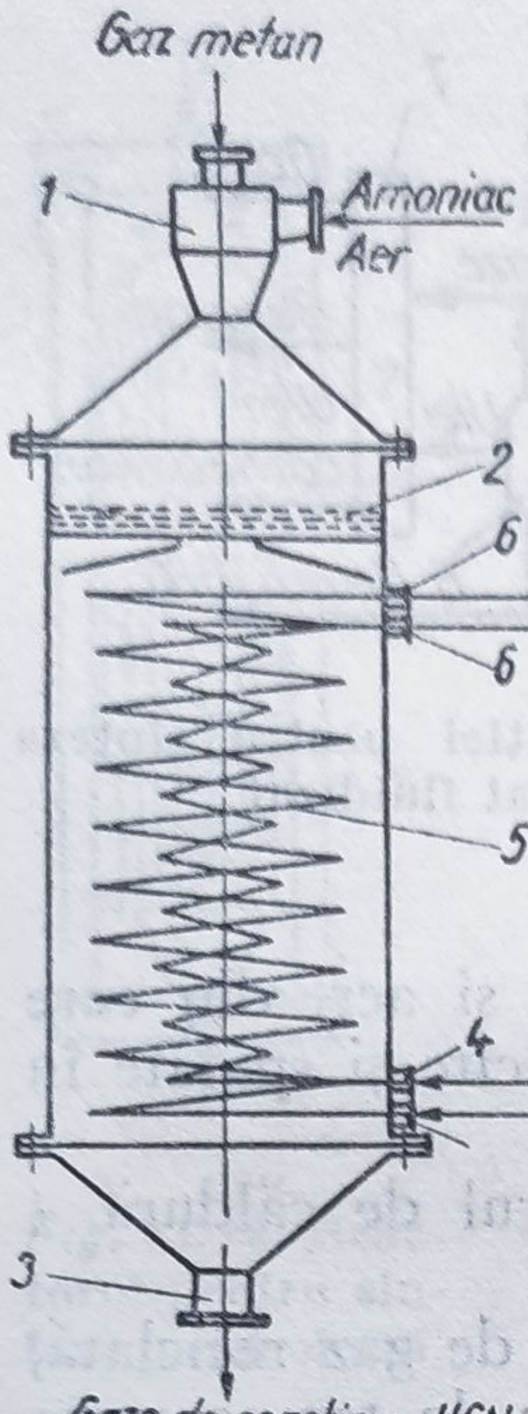


Fig. 11.20. **Reactorul pentru sinteza acidului cianhidric cu sită de catalizator.**

are loc reacţia, la temperatura de 1 000—1 200°C. Gazele de reacţie calde ies din reactor prin racordul *3*.

Pentru recuperarea căldurii din gazele de reacţie, în reactor se introduce apă demineralizată prin racordul *4*, în serpentina *5*.

Aburul format în serpentină, cu o presiune de 40 daN/cm², iese din reactor prin racordul 6.

Acidul cianhidric care este un lichid incolor, cu miros de migdale amare şi foarte toxic (temperatura de fierbere $Tf = 25{,}7$°C), se fabrică la Uzinele de fire şi fibre sintetice Săvineşti şi la Combinatul chimic din Copşa Mică.

7. Exploatare şi întreţinere.

Exploatarea reactoarelor pentru reacţii catalitice în sistemul eterogen gaz-solid impune:

— Urmărirea permanentă a fluxului tehnologic şi a parametrilor funcţionali, nefiind permisă nici o abatere de la valorile prescrise privind:

— debitele, temperaturile, presiunile din diversele zone al reactoarelor, nivelul agentului termic dintre ţevi sau în ţevi (sinteza Fischer, Tropsch), precum şi înălţimea stratului fluidizat.

— concentraţiile gazelor la intrarea şi ieşirea din reactoare (se determină periodic).

— Regenerarea catalizatorului dezactivat sau scoaterea lui din reactor înlocuindu-l cu unul activ, verificîndu-se mărimea şi forma granulelor, nivelul agentului termic dintre ţevi sau în ţevi (sinteza Fischer,

— Verificarea circuitelor de gaze şi a etanşeităţii lor.

— Controlul bunei funcţionări a aparatelor de măsurat, control şi reglare.

— Urmărirea ca instalaţiile de ventilaţie să funcţioneze continuu.

Oprirea reactoarelor se face automat, oprindu-se alimentarea cu materii prime.

Întreţinerea reactoarelor constă în asigurarea etanşeităţii întregii instalaţii, ungerea şi gresarea organelor în mişcare prevăzute a fi unse, executarea după grafice a reviziilor, a reparaţiilor mici, mijlocii şi capitale.

Datorită mediului corosiv şi eroziunii la sectoarele cu strat fluidizat, anumite părţi şi subansamble se înlocuiesc mai frecvent.

Se vor respecta cu stricteţe măsurile de tehnică a securităţii şi protecţie a muncii, precum şi de pază contra incendiilor, avîndu-se în vedere că în majoritatea cazurilor se lucrează cu substanţe toxice şi explozive.

La reactorul pentru oxidarea amoniacului se are în vedere raportul NH_3 : aer. Acesta nu trebuie să depăşească 1:10 prin micşorarea debitului de aer (eventual prin defectarea ventilatorului respectiv), amestecul gazos devenind extrem de periculos.

La intervenţii în caz de defecţiuni, operatorii trebuie să folosească masca de gaze.

G. REACTOARE PENTRU REACŢII ÎN SISTEMUL ETEROGEN LICHID-SOLID

1. *Generalităţi*

Reacţiile în sistemul eterogen lichid-solid pot fi conduse în două moduri:

Reactantul solid se introduce periodic sau continuu peste reactantul lichid, sub agitare, astfel încît particulele sînt menţinute în suspensie, de exemplu: fabricarea îngrăşămintelor superfosfatice, procesele hidrometalurgice de dizolvare a metalelor neferoase în acizi etc.

— Reactantul lichid trece continuu peste unul sau mai multe straturi de reactant solid, de exemplu: reacţiile de dedurizare a apei cu schimbători de ioni, obţinerea ionosilului (silicagelului) cu schimbători de ioni şi regenerarea acestora.

Ecuaţia fundamentală a transferului de masă este următoarea:

$$v = k_g N S\,(g/M)_m \ln \frac{N - X_2}{N - X_1} \qquad (11-17)$$

în care:

v este viteza totală de transfer de masă, kmol/h;
k_g — coeficient de transfer de masă, kmoli/m^3.h;
N — fracţia molară a compusului solubil din totalul materialului supus dizolvării;
S — suprafaţa solidului, în m^2;
g — densitatea soluţiei, în daN/m^3;
M — masa moleculară a soluţiei;

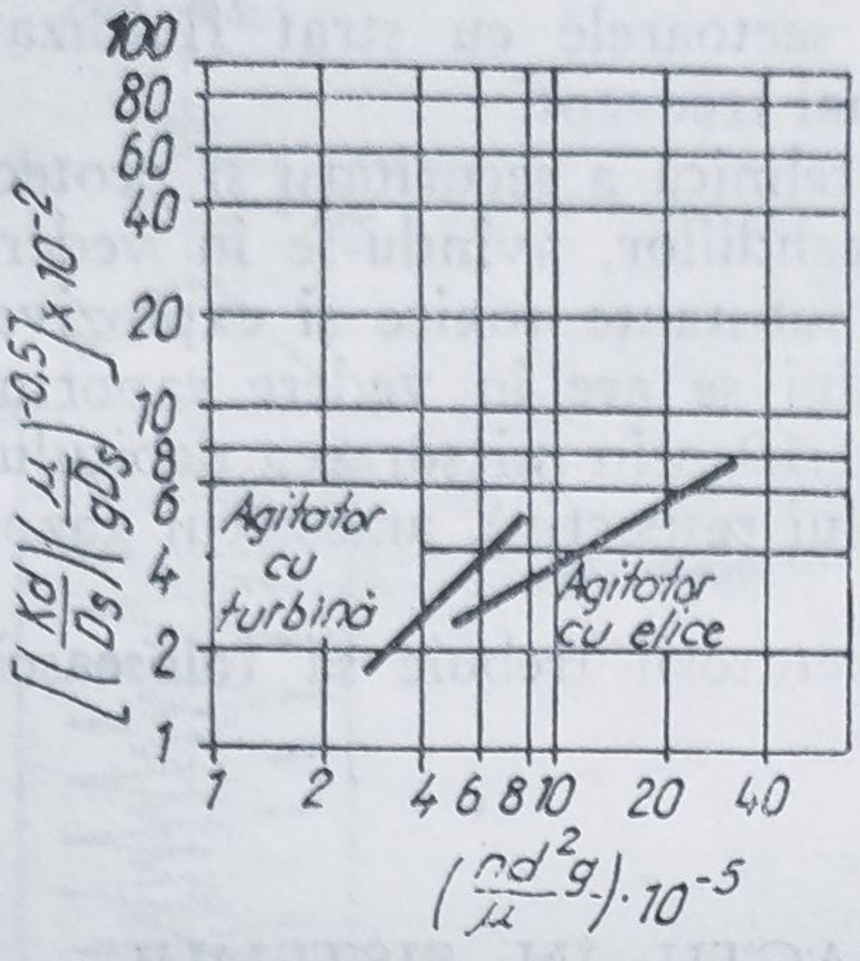


Fig. 11.21. **Diagrama pentru determinarea coeficienţilor de transfer de masă cu agitatorul cu elice şi turbină.**

$(g/M)_m$ — media aritmetică a valorii g/M pe suprafaţa de separare şi în volumul soluţiei;

X_1 şi X_2 — fracţiile molare ale substanţei solide care se dizolvă în volumul soluţiei la suprafaţa de separare, în stare saturată şi în stare cristalizată.

Suprafeţele particulelor solide se determină ţinîndu-se seama de dimensiunile lor liniare medii.

Din prelucrarea datelor experimentale rezultă ecuaţia:

$$\frac{Kd}{D_s} = a\left(\frac{\mu}{gD_s}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{nd^2 g}{\mu}\right) b \qquad (11-18)$$

în care:

d este diametrul vasului, în m;

D_s — coeficientul de difuziune moleculară a componentei solubile;

μ — viscozitatea soluţiei, în kg/m·h;

n — numărul de rotaţii pe minut efectuat de agitator.

Coeficienţii a şi b au următoarele valori:

— pentru agitatoare cu elice:

$$a=0,13; \qquad b=0,58$$

— pentru agitatoare turbină:

$$a=0,0032; \qquad b=0,87$$

Relaţia (11—18) este valabilă atît pentru procesele periodice cît şi pentru cele continue.

În figura 11.21 se prezintă diagrama pentru determinarea coeficienţilor de transfer de masă pentru agitatorul cu elice şi turbină.

2. *Tipuri de reactoare*

Principalele reactoare sînt:

— pentru fabricarea silicagelului;

— pentru fabricarea superfosfatului;

— cu schimbători de ioni pentru demineralizarea apei;
— pentru reducerea nitrobenzenului la anilină;
— pentru fabricarea acetilenei din carbid.

a. Reactoare pentru fabricarea silicagelului (ionosilului)

La acest reactor, reacţia se realizează prin trecerea lichidului — soluţia de silicat de sodiu — prin stratul fix de schimbător de ioni cationic sub formă de granule:

$$Na_2SiO_3 + 2\,H-R \rightarrow SiO_2 + H_2O + 2\,Na-R$$

Reacţia se termină cînd concentraţia ionului care trebuie îndepărtat atinge o valoare limită, numită *punct de străpungere.*

Operaţia reactorului cu strat fix fiind ciclică, după faza de reacţie urmează faza de regenerare a schimbătorului de ioni, cînd se tratează stratul cu o soluţie de acid sulfuric:

$$2\,Na-R + H_2SO_4 \rightarrow 2\,H-R + Na_2SO_4$$

După regenerare, stratul de schimbători de ioni se spală cu apă, pentru îndepărtarea excesului soluţiei de regenerare.

Deoarece reacţiile ionice decurg cu viteză foarte mare, faza care determină viteza procesului este difuziunea ionilor prin stratul staţionar.

La interfaţa lichid-solid practic se stabileşte instantaneu echilibrul.

Transferul de masă prin stratul staţionar se exprimă prin relaţia:

$$\frac{dc}{dt} = K \cdot S \cdot \Delta c \qquad (11-19)$$

în care:

$\frac{dc}{dt}$ este variaţia concentraţiei ionului care provine din soluţie, în schimbător cu timpul (t este timpul, iar c este concentraţia ionului în schimbător, produsă de 1 kg de schimbător);

s — suprafaţa specifică pe kg de schimbător, în m^2/kg;

K — coeficientul de transfer de masă, în $\frac{kg}{m^2 \cdot s}$;

Δc — diferenţa dintre concentraţia ionului în masa lichidului şi la interfaţă, în kg/kg.

Deoarece difuziunea ionilor înăuntrul granulelor de schimbător este analoagă difuziunii moleculare, se poate scrie deci legea lui Fick:

$$\frac{dc}{dt} = -\,D\,\frac{d^2c}{dr^2}, \qquad (11-20)$$

în care:

r este raza particulei, în m;

D — coeficientul de difuziune, în m^2/s.

— cu schimbători de ioni pentru demineralizarea apei;
— pentru reducerea nitrobenzenului la anilină;
— pentru fabricarea acetilenei din carbid.

a. Reactoare pentru fabricarea silicagelului (ionosilului)

La acest reactor, reacţia se realizează prin trecerea lichidului — soluţia de silicat de sodiu — prin stratul fix de schimbător de ioni cationic sub formă de granule:

$$Na_2SiO_3 + 2\,H-R \rightarrow SiO_2 + H_2O + 2\,Na-R$$

Reacţia se termină cînd concentraţia ionului care trebuie îndepărtat atinge o valoare limită, numită *punct de străpungere.*

Operaţia reactorului cu strat fix fiind ciclică, după faza de reacţie urmează faza de regenerare a schimbătorului de ioni, cînd se tratează stratul cu o soluţie de acid sulfuric:

$$2\,Na-R + H_2SO_4 \rightarrow 2\,H-R + Na_2SO_4$$

După regenerare, stratul de schimbători de ioni se spală cu apă, pentru îndepărtarea excesului soluţiei de regenerare.

Deoarece reacţiile ionice decurg cu viteză foarte mare, faza care determină viteza procesului este difuziunea ionilor prin stratul staţionar.

La interfaţa lichid-solid practic se stabileşte instantaneu echilibrul.

Transferul de masă prin stratul staţionar se exprimă prin relaţia:

$$\frac{dc}{dt} = K \cdot S \cdot \Delta c \qquad (11-19)$$

în care:

$\frac{dc}{dt}$ este variaţia concentraţiei ionului care provine din soluţie, în schimbător cu timpul (t este timpul, iar c este concentraţia ionului în schimbător, produsă de 1 kg de schimbător);

s — suprafaţa specifică pe kg de schimbător, în m^2/kg;

K — coeficientul de transfer de masă, în $\frac{kg}{m^2 \cdot s}$;

Δc — diferenţa dintre concentraţia ionului în masa lichidului şi la interfaţă, în kg/kg.

Deoarece difuziunea ionilor înăuntrul granulelor de schimbător este analoagă difuziunii moleculare, se poate scrie deci legea lui Fick:

$$\frac{dc}{dt} = -D\frac{d^2c}{dr^2}, \qquad (11-20)$$

în care:

r este raza particulei, în m;

D — coeficientul de difuziune, în m^2/s.

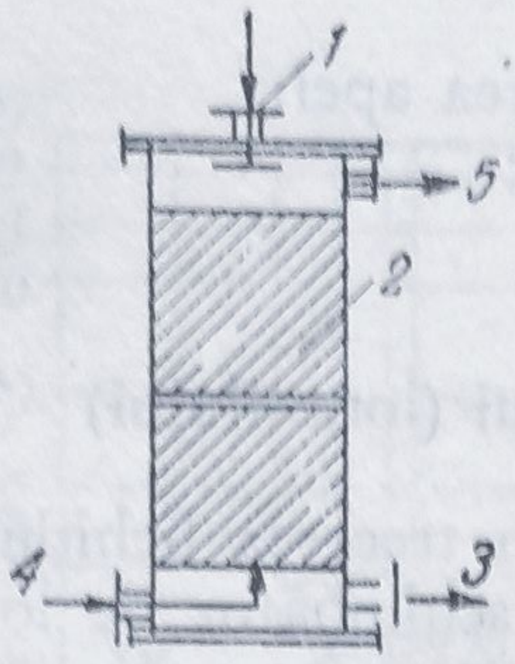


Fig. 11.22. Reactorul cu schimbători de ioni, pentru obţinerea ionosilului (silicagelului).

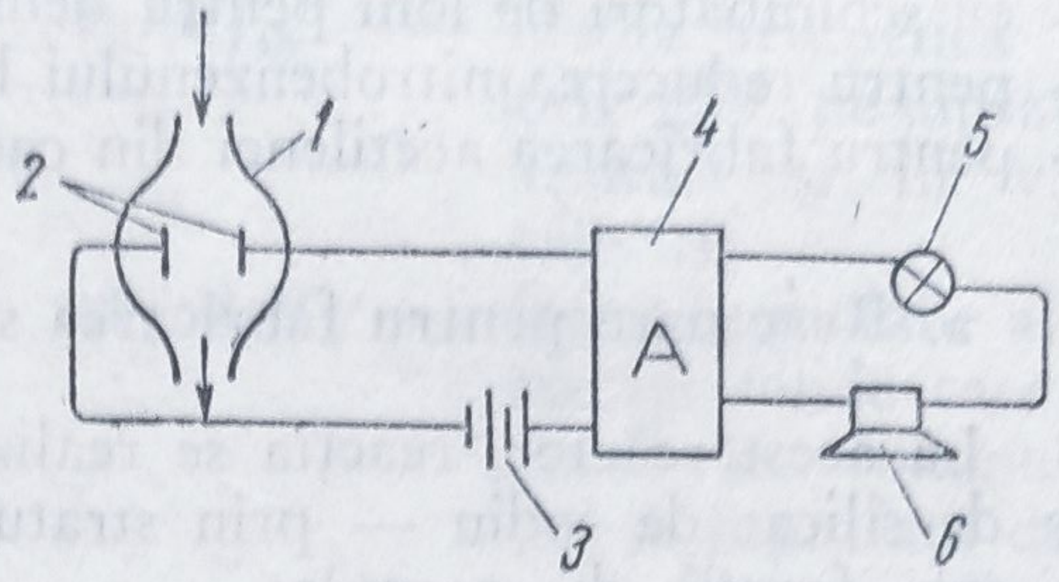


Fig. 11.23. Celulă de conductibilitate:
1 — celulă; *2* — electrozi; *3* — sursă de curent continuu; *4* — amplificator; *5* — bec de semnalizare; *6* — hupă.

În figura 11.22 este reprezentat reactorul cu strat fix de schimbători de ioni, pentru obţinerea ionosilului (silicagelului).

Reactorul este o coloană cilindrică din oţel carbon-ebonitat, rezistent la acţiunea corosivă a soluţiilor de acid sulfuric.

Cele două straturi fixe de schimbător de ioni sînt susţinute de două grătare de oţel inoxidabil.

Soluţia de silicat de sodiu intră în reactor de sus în jos, prin racordul *1*, trece prin straturile fixe de schimbător de ioni *2*, cu care reacţionează, obţinîndu-se silicagelul care iese din coloană prin racordul *3*, unde este montată o celulă de conductibilitate (fig. 11.23) care semnalizează acustic *6* şi optic *5* momentul epuizării schimbătorului de ioni. Silicasolul nu prezintă conductibilitate, deci în timpul reacţiei dintre silicatul de sodiu şi schimbătorul de ioni, celula nu semnalizează. La epuizarea schimbătorului de ioni, prin celulă vor trece ioni Na^+ şi SiO_3^{2-}, care vor fi detectaţi de către celulă, circuitul se închide, şi instalaţia semnalizează momentul; se opreşte fluxul soluţiei de silicat şi se trece pe regenerare. Acidul sulfuric de regenerare şi apa de spălare se introduc prin racordul *4* şi se evacuează prin racordul *5*.

Prin uscare, silicasolul se transformă în silicagel.

b. Reactoare pentru fabricarea superfosfatului

1) *Reactorul continuu.* Superfosfatul este un îngrăşămînt cu fosfor constituit în cea mai mare parte din fosfat diacid de calciu $Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O$, uşor asimilabil de către plante. Se obţine prin atacul fosfaţilor naturali (apatita) cu acid sulfuric de 67—70%, conform reacţiilor:

$$3\,Ca_3(PO_4)_2 \cdot CaF_2 + 7\,H_2SO_4 + H_2O \rightarrow$$
$$3\,Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O + 7\,CaSO_4 + 2\,HF$$

În figura 11.24 este reprezentat reactorul pentru fabricarea superfosfaţilor. El este format din patru malaxoare verticale de formă cilindrică legate între ele, confecţionate din oţel căptuşit în interior cu cărămidă antiacidă.

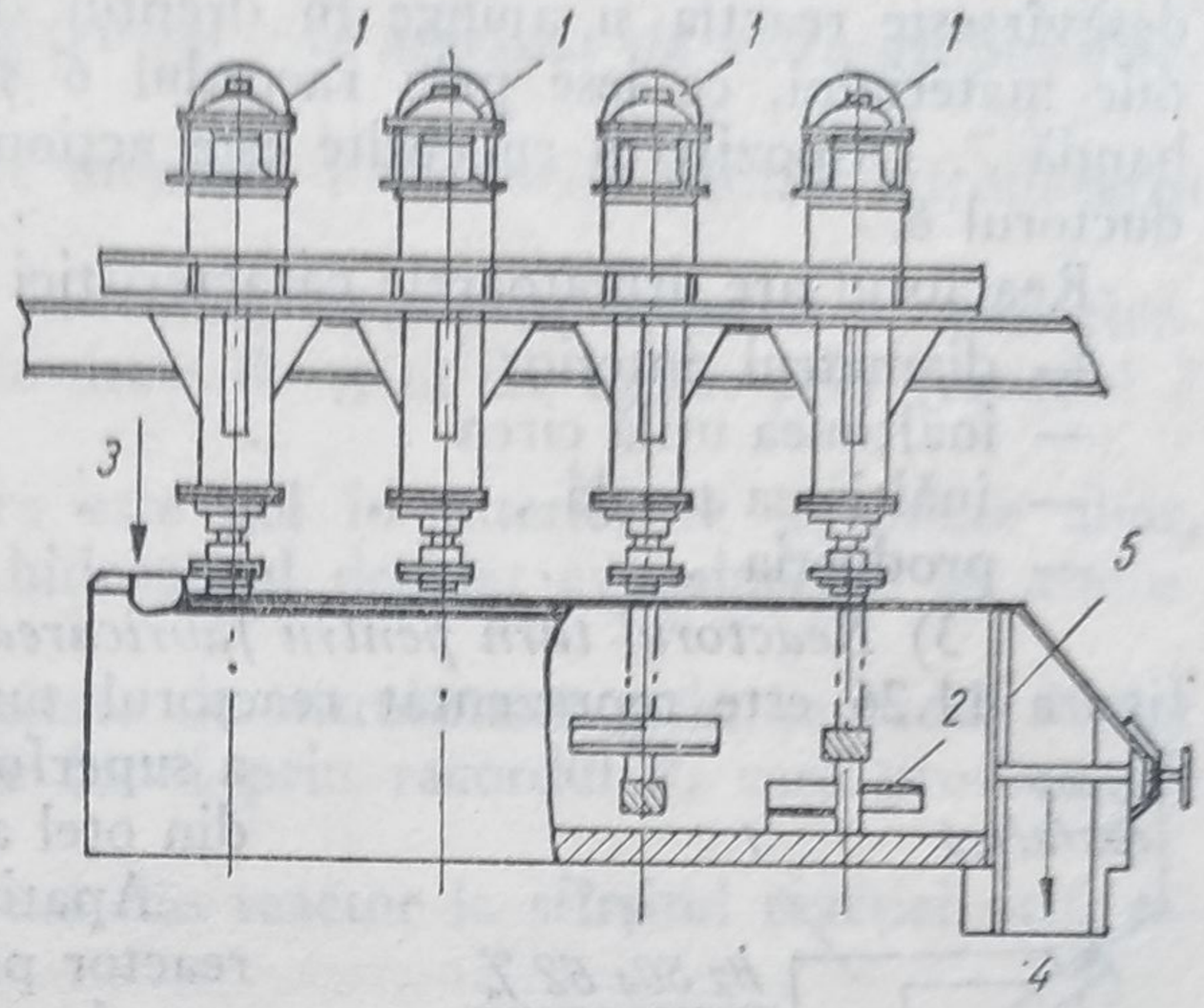


Fig. 11.24. Malaxor continuu pentru superfosfat.

În interiorul acestor cilindri se montează cîte un agitator *1* cu palete plane *2*. Agitatoarele se înfăşoară cu azbest şi se acoperă apoi cu mortar antiacid. Alimentarea cu apatită şi acid sulfuric se face prin racordul *3*. Malaxorul este prevăzut cu o ramificaţie de evacuare *4* şi cu o supapă reglabilă *5* de fontă, care determină durata de şedere a pastei şi durata amestecării ei, variind înălţimea de ridicare.

Pentru apatite, durata agitării este de 6 min; timpul de rămînere în reactoare se determină folosind izotopi radioactivi de scurtă durată, şi anume izotopul 32 P (sub formă de H_3PO_4) cu caracteristicile: $T_1/_2 = 14{,}2$; E_{max} de radiaţii = 1,7 MeV.

Soluţia radioactivă se introduce în acidul sulfuric.

2) *Reactorul tip Standard-Moritz.* Pentru desăvîrşirea reacţiilor începute în malaxoarele din figura 11.24, în instalaţiile din ţara noastră s-au prevăzut reactoare de superfosfat tip Standard-Moritz (carusel) (fig. 11.25).

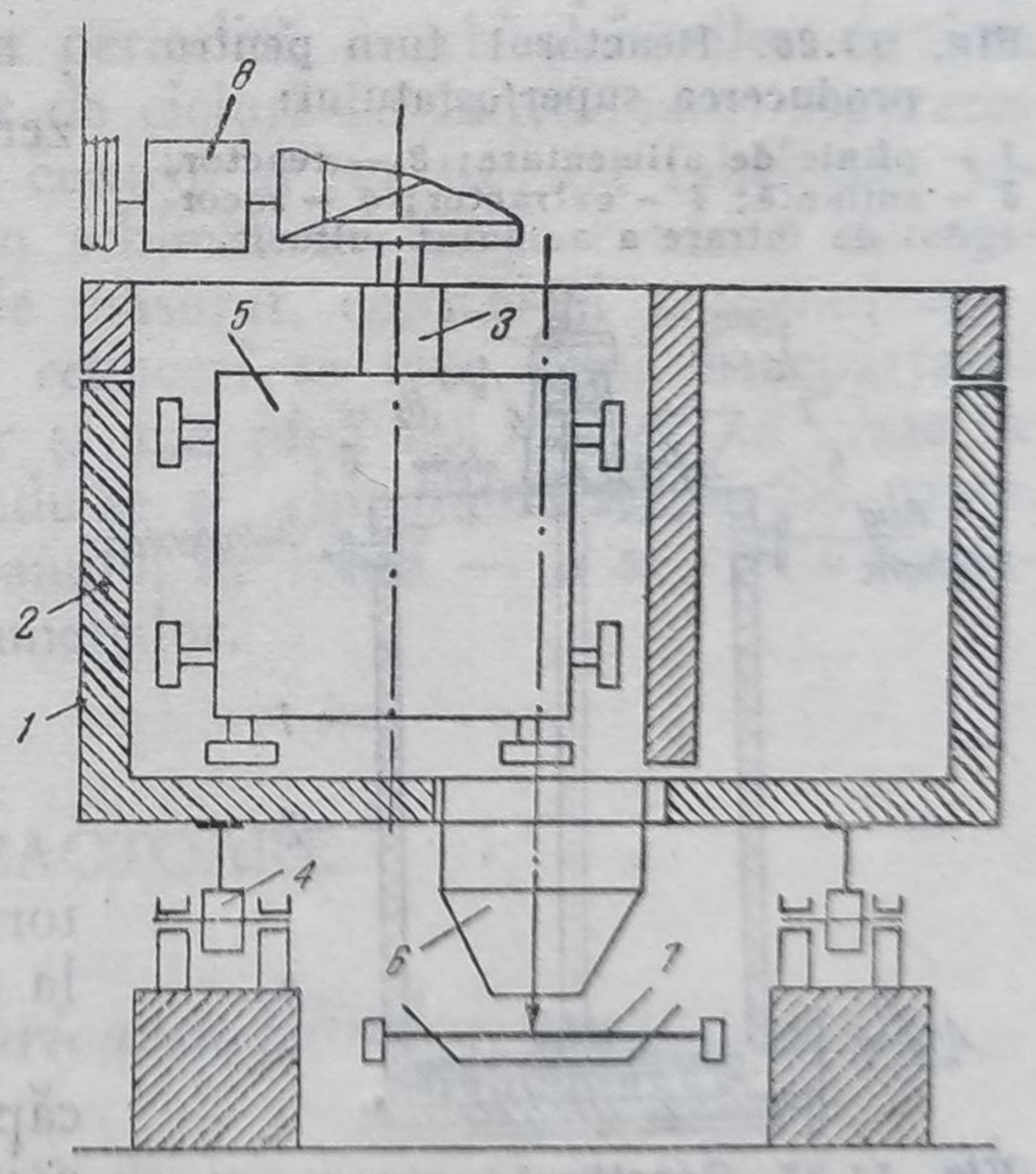


Fig. 11.25. Reactor pentru superfosfat.

Utilajul cilindric în mişcare este executat dintr-o cămaşă de oţel *1* căptuşită cu material antiacid *2*. Superfosfatul din reactorul continuu intră în aparat prin racordul *3* şi este circulat în reactorul aşezat pe rolele *4*, pînă se

desăvîrşeşte reacţia şi ajunge în dreptul dispozitivului *5* cu cuţite, care taie materialul, ce iese prin racordul *6* şi cade apoi pe transportorul-bandă *7*. Dispozitivul cu cuţite este acţionat de un motor electric şi reductorul *8*.

Reactorul are următoarele caracteristici principale:

— diametrul interior . . . . . 6 778 mm;
— înălţimea utilă circa . . . . . 3 000 mm;
— înălţimea totală . . . . . 7 000 mm;
— producţia . . . . . 40 t/h superfosfat

3) *Reactorul turn pentru fabricarea continuă a superfosfatului.* În figura 11.26 este reprezentat reactorul turn pentru fabricarea continuă a superfosfatului. Utilajul este construit din oţel antiacid.

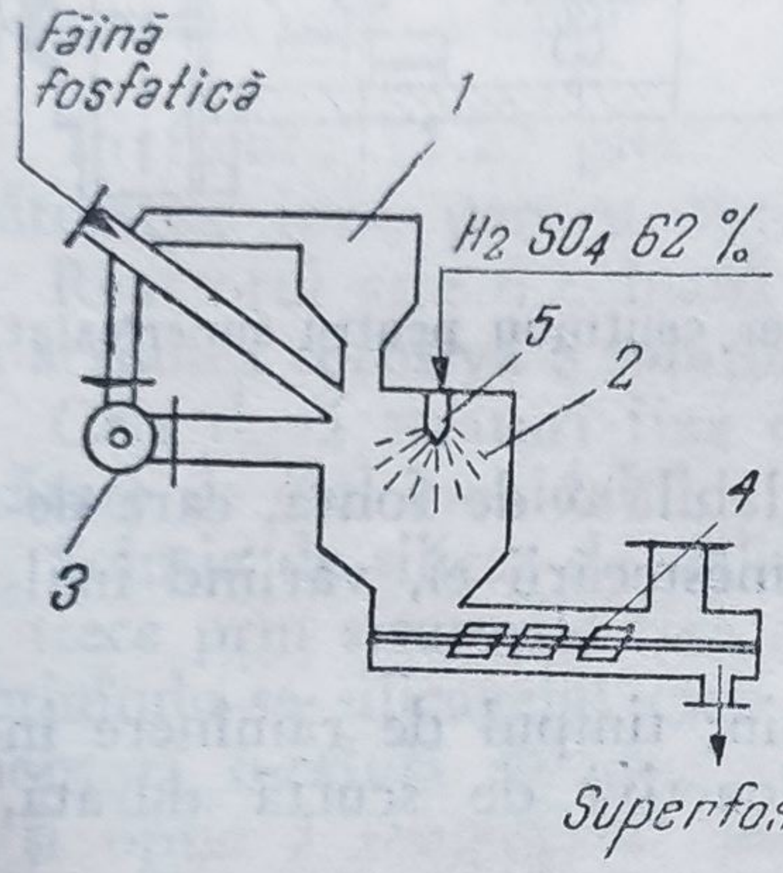


Fig. *11.26*. Reactorul turn pentru producerea superfosfatului:
***1* — pîlnie de alimentare; *2* — reactor; *3* — suflantă; *4* — extractor; *5* — racordul de intrare a acidului sulfuric.**

Apatita măcinată este introdusă în reactor prin pîlnia *1*, iar acidul sulfuric este dozat prin racordul *5*. Gazele degajate sînt aspirate de suflanta *3*. Materialul este evacuat prin aparat cu extractorul *4*.

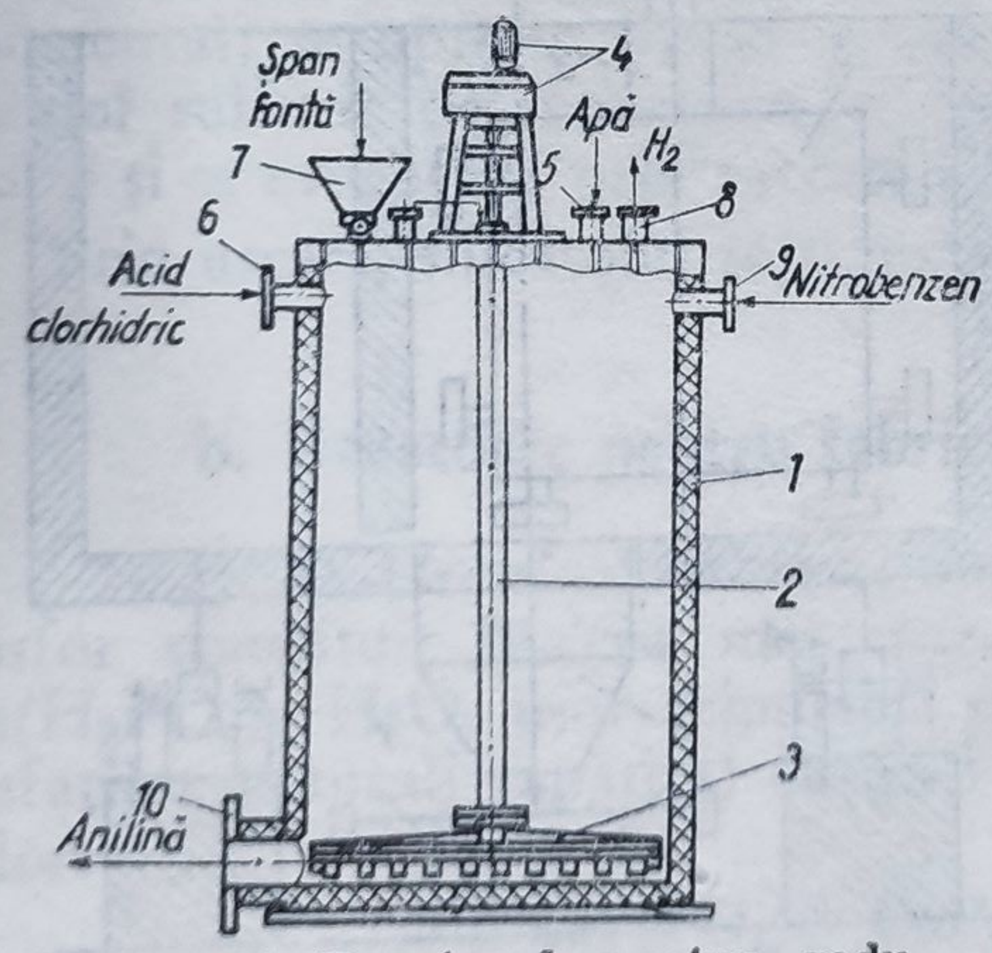
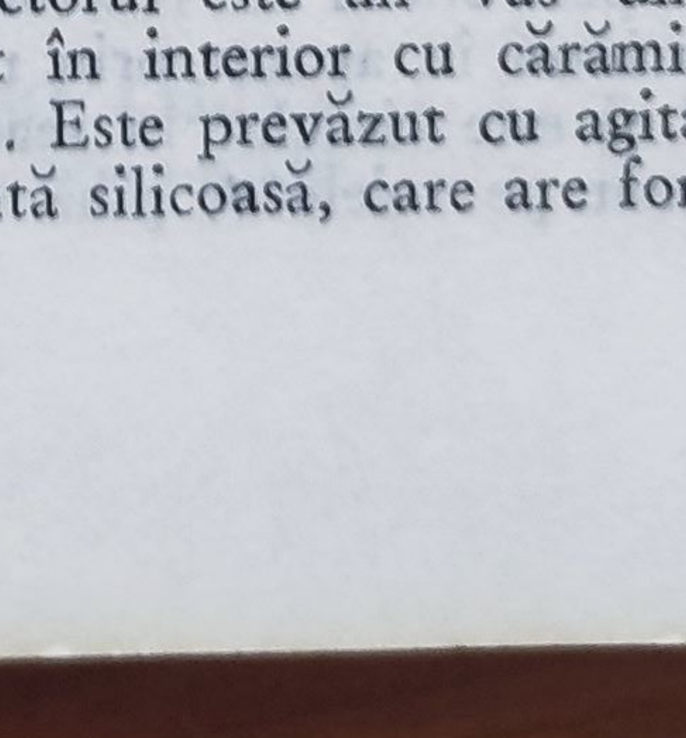


***Fig. 11.27*. Reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină.**

Reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină

Anilina se obţine din nitrobenzen prin reducere cu hidrogen:



În figura 11.27 este prezentat reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină.

Reactorul este un vas din fontă, căptuşit în interior cu cărămidă antiacidă *1*. Este prevăzut cu agitatorul *2*, din fontă silicoasă, care are forma unei

desăvîrşeşte reacţia şi ajunge în dreptul dispozitivului *5* cu cuţite, care taie materialul, ce iese prin racordul *6* şi cade apoi pe transportorul-bandă *7*. Dispozitivul cu cuţite este acţionat de un motor electric şi reductorul *8*.

Reactorul are următoarele caracteristici principale:

— diametrul interior . . . . . 6 778 mm;
— înălţimea utilă circa . . . . . 3 000 mm;
— înălţimea totală . . . . . 7 000 mm;
— producţia . . . . . 40 t/h superfosfat

3) *Reactorul turn pentru fabricarea continuă a superfosfatului.* În figura 11.26 este reprezentat reactorul turn pentru fabricarea continuă a superfosfatului. Utilajul este construit din oţel antiacid.

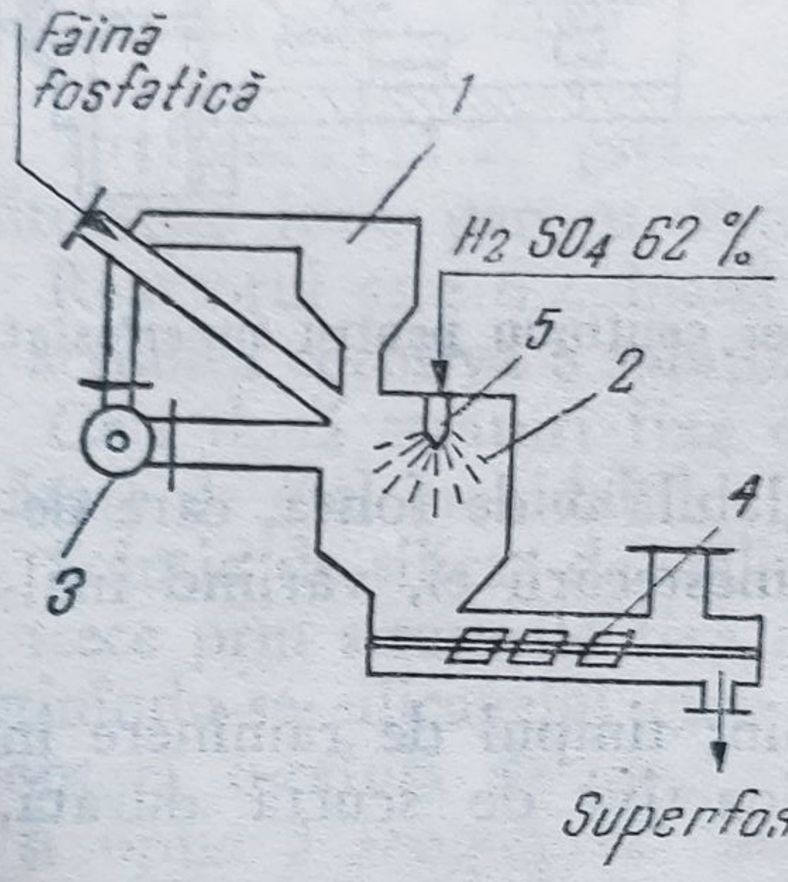


Fig. *11.26*. Reactorul turn pentru producerea superfosfatului:
***1* — pîlnie de alimentare; *2* — reactor; *3* — suflantă; *4* — extractor; *5* — racordul de intrare a acidului sulfuric.**

Apatita măcinată este introdusă în reactor prin pîlnia *1*, iar acidul sulfuric este dozat prin racordul *5*. Gazele degajate sînt aspirate de suflanta *3*. Materialul este evacuat prin aparat cu extractorul *4*.

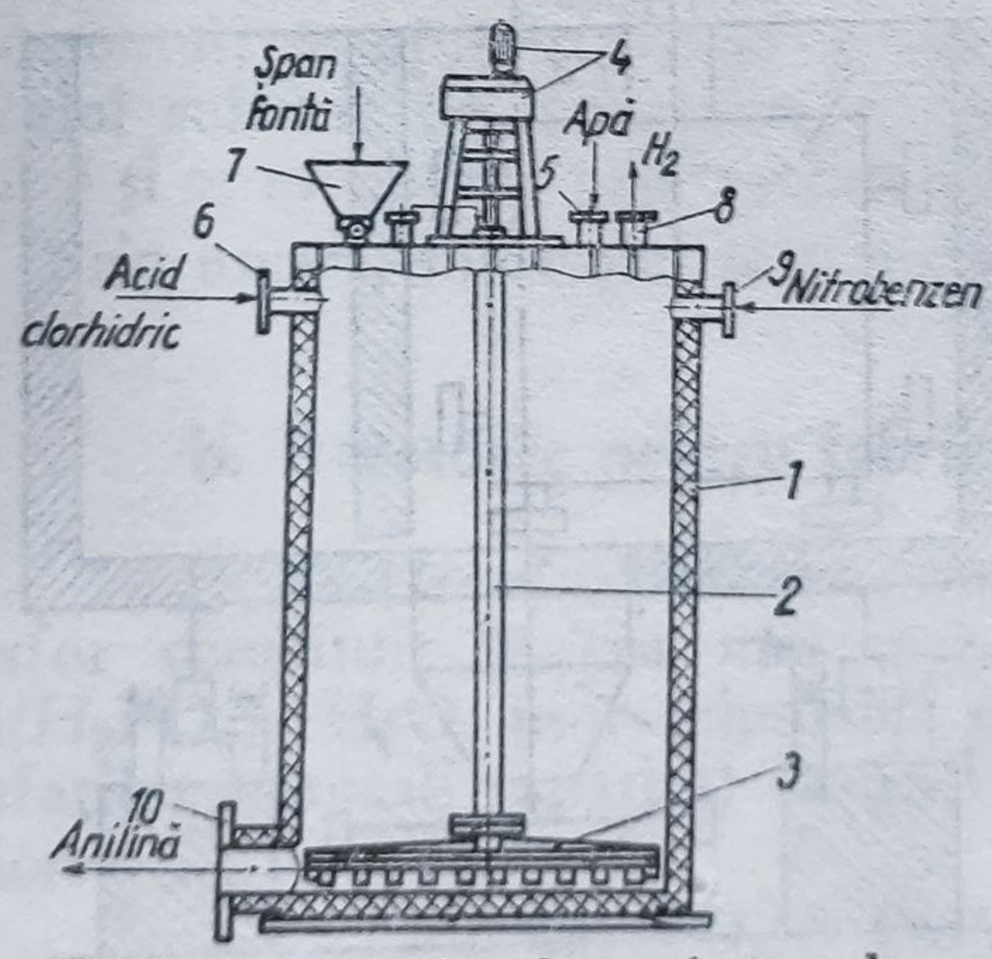
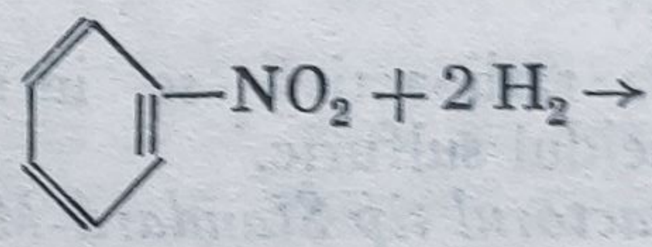


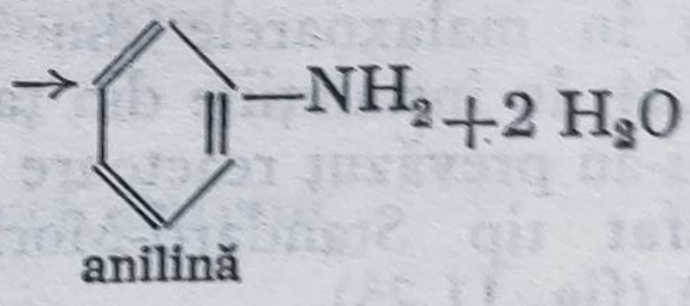
***Fig. 11.27*. Reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină.**

Reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină

Anilina se obţine din nitrobenzen prin reducere cu hidrogen:



nitrobenzen



anilină

În figura 11.27 este prezentat reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină.

Reactorul este un vas din fontă, căptuşit în interior cu cărămidă antiacidă *1*. Este prevăzut cu agitatorul *2*, din fontă silicoasă, care are forma unei

desăvîrşeşte reacţia şi ajunge în dreptul dispozitivului *5* cu cuţite, care taie materialul, ce iese prin racordul *6* şi cade apoi pe transportorul-bandă *7*. Dispozitivul cu cuţite este acţionat de un motor electric şi reductorul *8*.

Reactorul are următoarele caracteristici principale:

— diametrul interior . . . . . 6 778 mm;
— înălţimea utilă circa . . . . . 3 000 mm;
— înălţimea totală . . . . . 7 000 mm;
— producţia . . . . . 40 t/h superfosfat

3) *Reactorul turn pentru fabricarea continuă a superfosfatului.* În figura 11.26 este reprezentat reactorul turn pentru fabricarea continuă a superfosfatului. Utilajul este construit din oţel antiacid.

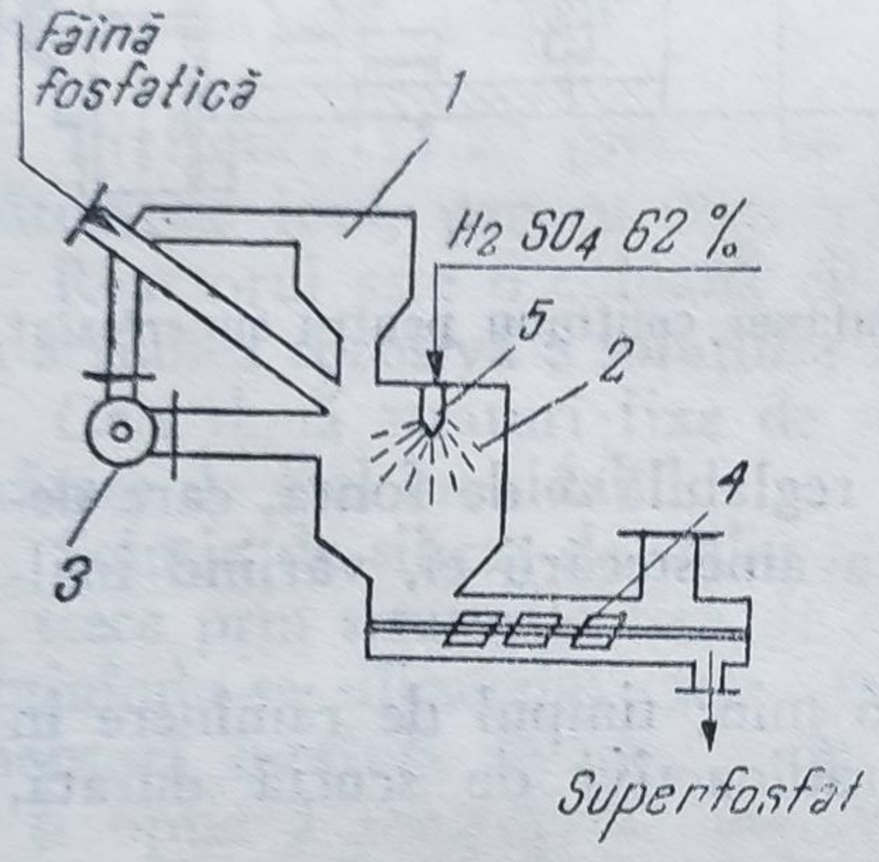
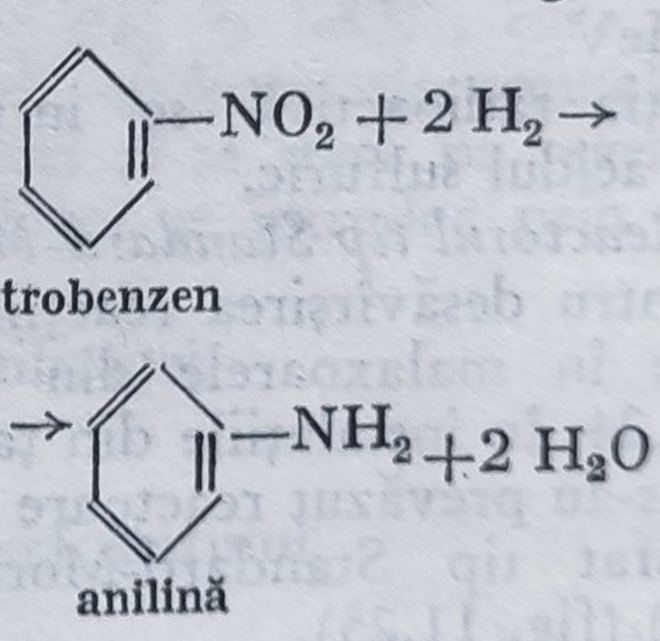


Fig. *11.26*. Reactorul turn pentru producerea superfosfatului:
***1* — pîlnie de alimentare; *2* — reactor; *3* — suflantă; *4* — extractor; *5* — racordul de intrare a acidului sulfuric.**

Apatita măcinată este introdusă în reactor prin pîlnia *1*, iar acidul sulfuric este dozat prin racordul *5*. Gazele degajate sînt aspirate de suflanta *3*. Materialul este evacuat prin aparat cu extractorul *4*.

Reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină

Anilina se obţine din nitrobenzen prin reducere cu hidrogen:



În figura 11.27 este prezentat reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină.

Reactorul este un vas din fontă, căptuşit în interior cu cărămidă antiacidă *1*. Este prevăzut cu agitatorul *2*, din fontă silicoasă, care are forma unei

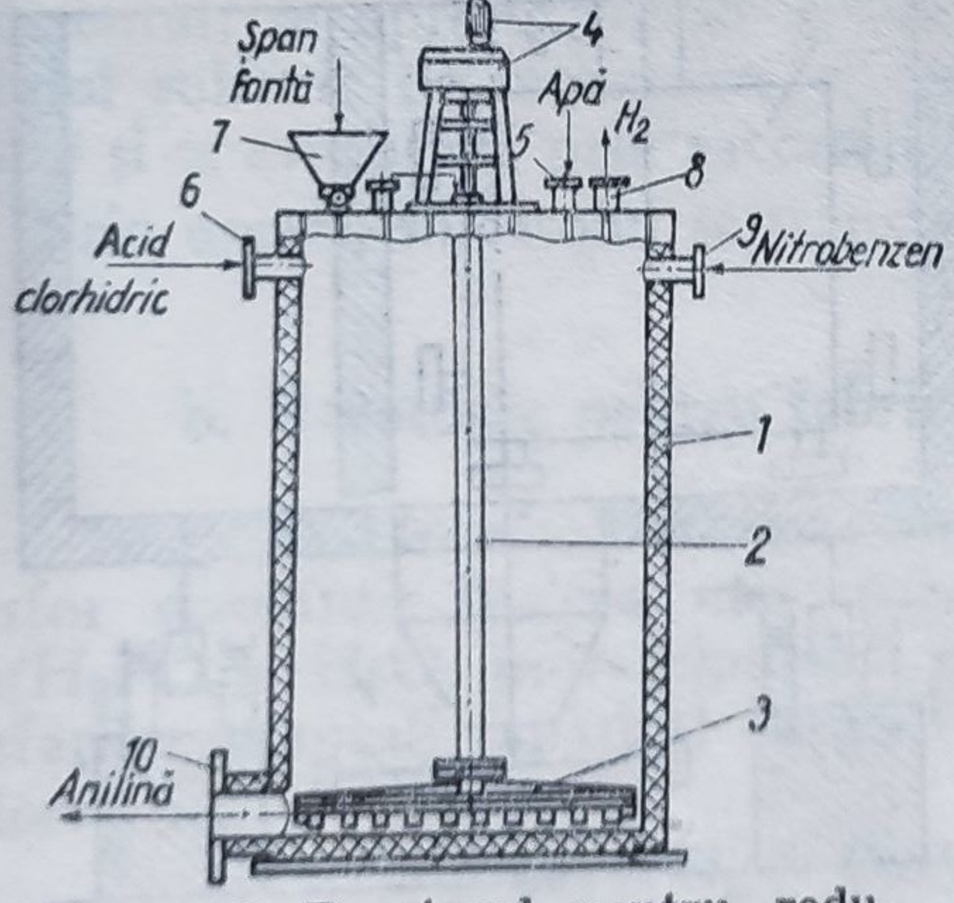


***Fig. 11.27.* Reactorul pentru reducerea nitrobenzenului la anilină.**

greble cu dinţi puternici *3*. Agitatorul este acţionat de către grupul electromotor-reductor *4*.

Pe capacul reactorului sînt montate racordurile pentru introducerea reactanţilor.

În prealabil, în reactor se introduce apă, prin racordul *5*, acid clrohidric, prin racordul *6* şi o cantitate de şpan de fontă, prin racordul *7* (în cantitate mică).

Prin axul agitatorului care este gol în interior se introduce abur, fierbîndu-se masa de reacţie, hidrogenul degajat evacuîndu-se în atmosferă prin racordul *8*.

Se introduce întreaga cantitate de nitrobenzen prin racordul *9*, iar treptat se reintroduce şpan de fontă prin racordul *7*, care produce hidrogen cu acidul clorhidric.

Anilina formată se evacuează din reactor la sfîrşitul reacţiei prin racordul *10*.

3. *Exploatare şi întreţinere*

Exploatarea reactoarelor pentru reacţii eterogene în sistemul lichid-solid constă în urmărirea parametrilor de fabricaţie: debite, concentraţii, temperaturi, presiuni şi respectarea fluxului tehnologic.

Întreţinerea reactoarelor cu schimbători cu ioni pentru obţinerea ionosilului se face prin: schimbarea periodică a schimbătorilor de ioni care se sfărîmiţează după un număr de cicluri de funcţionare; repararea şi calibrarea aparaturii de măsurat, control şi reglare. La fabricarea superfosfatului întreţinerea constă din schimbarea părţilor uzate ale agitatoarelor, întreţinerea aparaturii de măsurat, control şi automatizare.

Întreţinerea reactoarelor pentru reduceri se face după îndepărtarea masei de reacţie şi spălarea cu abur şi apă pînă nu mai există urme de acid. Se verifică agitatorul înlocuindu-se şi schimbîndu-se părţile uzate. Se verifică sistemul de dozare al şpanului de fontă — şi se verifică aparatele de măsurat şi control ale parametrilor.

H. ALTE TIPURI DE REACTOARE

1. *Reactoare pentru fabricarea fibrelor sintetice*

Fibrele chimice sînt asociaţii de macromolecule, obţinute prin prelucrarea unor produse macromoleculare naturale, cînd se numesc fibre

artificiale, sau obţinute din produse macromoleculare de sinteză, cînd se numesc fibre sintetice.

Cele mai importante fibre artificiale, care se obţin plecînd de la celuloză sînt cele de tip viscoză, cupro-amoniacale, acetat, nitrat şi etil-celuloză.

Cele mai importante fibre sintetice sînt cele poliamidice, poliesterice şi poliacrilonitrilice.

a. Reactorul pentru obţinerea fibrelor poliamidice

Poliamidele sînt produse macromoleculare în care gruparea (—CO—NH—) alternează cu grupări ($—CH_2$) în număr de cel puţin patru.

Poliamida 6 (policaproamida) se fabrică din ε-caprolactamă (caprolactamă), care este amidă internă a acidului ε-aminocapronic:

$$H_2N—(CH_2)_5—COOH \rightarrow \underbrace{HN—(CH)_5—CO}_{\text{ε-caprolactamă}} + H_2O$$

Caprolactama este o substanţă solidă, cu temperatura de topire 69—71°C şi cu punctul de fierbere de 258°C. Este solubilă în apă, benzen, eter şi alţi solvenţi nepolari.

Prin polimerizarea caprolactamei se obţine polimerul, policaproamida-poliamida 6 (cu numele comercial nailon 6 — numărul 6 reprezentînd numărul atomilor de carbon din monomer):

$$n\,\underbrace{NH—(CH_2)_5—CO}_{\text{monomer}} — \rightarrow [—NH—(CH_2)_5—CO—]_n \quad \text{polimer}$$

Pentru polimerizarea caprolactamei se folosesc la scară industrială trei tipuri de reactoare:

— reactorul pentru polimerizarea discontinuă sub presiune;
— reactorul pentru polimerizarea continuă sub presiune;
— reactorul pentru polimerizarea continuă fără presiune.

Reactorul pentru polimerizarea discontinuă sub presiune este de tip autoclavă, presiunea de lucru fiind de circa 12 daN/cm² (fig. 11.28).

Acest tip de reactor prezintă avantajul de a se putea întrerupe fabricaţia în cazul unor defecţiuni, fără a rebuta o cantitate de produs mai mare decît şarja din autoclavă.

Corpul autoclavei *1*, capacul *2* şi axul cu agitator *4* sînt confecţionate din oţel inoxidabil.

Mantaua de încălzire *3* este din oţel carbon aliat. Încălzirea autoclavei se face cu vapori de difil (amestec de difenil şi difeniloxid), la circa 265°C.

Caprolactama topită se introduce în reactor prin racordul 9. În topitura de caprolactamă s-a adăugat, în prealabil, iniţiatorul reacţiei (apa) şi stabilizatorul (acid acetic şi N-butilamină).

Agentul de încălzire (difilul) se introduce prin cele două racorduri *10*, şi se evacuează din manta prin racordul *11*.

După desăvîrşirea polimerizării, poliamida 6, în stare topită iese din autoclavă prin racordul *12* şi se extrude printr-o filieră sub formă de bandă sau coardă.

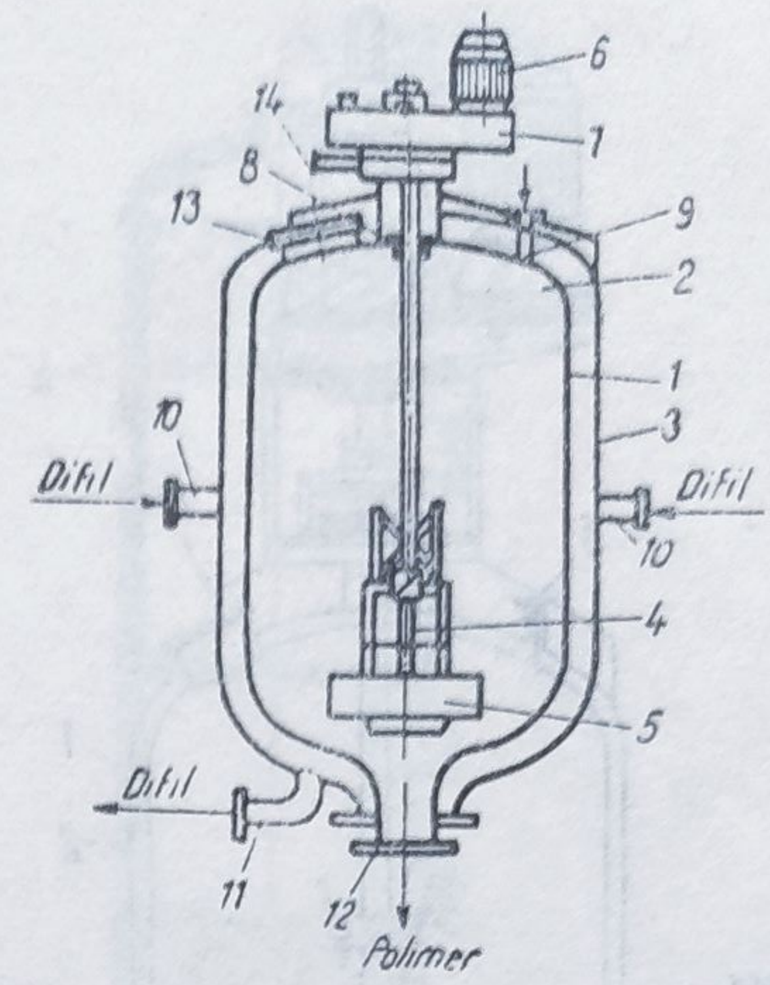


Fig. 11.28. Reactorul pentru polimerizarea caprolactamei şi obţinerea poliamidei 6:
1 — corpul reactorului; *2* — capac; *3* — manta; *4* — ax cu agitator; *6* — electromotor; *7* — sistem de antrenare; *8* — presetupă pentru etanşare; *9* — intrarea caprolactamei; *10* — racord pentru intrarea defilului; *11* — racord pentru ieşirea defilului; *12* — racord pentru ieşirea polimerului; *13* — gură de vizitare; *14* — aerisire.

b. Reactorul pentru obţinerea polietilentereftalatului

Majoritatea fibrelor poliesterice au la bază polietilentereftalatul, care se obţine prin policondensarea acidului tereftalic cu etilenglicol, sau a esterului său cu metanolul, dimetiltereftalatul (DMT):

Poliesterificarea se realizează în două faze distincte:

În prima fază are loc transesterificarea dimetiltereftalatului cu etilenglicol, în prezenţă de catalizatori (săruri de zinc sau magneziu):

$$CH_3-OOC-C_6H_4-COO-CH_3 + 2\,HO-CH_2-CH_2-OH \xrightarrow{200^\circ C}$$

dimetiltereftalat — etilenglicol

$$HOCH_2\cdot CH_2\cdot OOC-C_6H_4-COOCH_2CH_2OH + 2\,CH_3OH$$

diglicoltereftalat — metanol

În faza a doua are loc policondensarea în reactorul tip autoclavă (fig. 11.29) la 270—280°C, şi la un vacuum foarte înaintat (1—2 mm Hg), condiţie care asigură antrenarea imediată a glicolului rezultat din reacţia:

$$n\,HOCH_2CH_2\cdot OOC-C_6H_4-COO\cdot CH_2\cdot CH_2\cdot OH \xrightarrow{280\,C^\circ}$$

diglicoltereftalat

$$HO-[CH_2\cdot CH_2\cdot OOC-C_6H_4-COO]_n\cdot CH_2\cdot CH_2\cdot OH +$$

polietilentereftalat

$$+(n-1)HOCH_2\cdot CH_2OH$$

etilenglicol

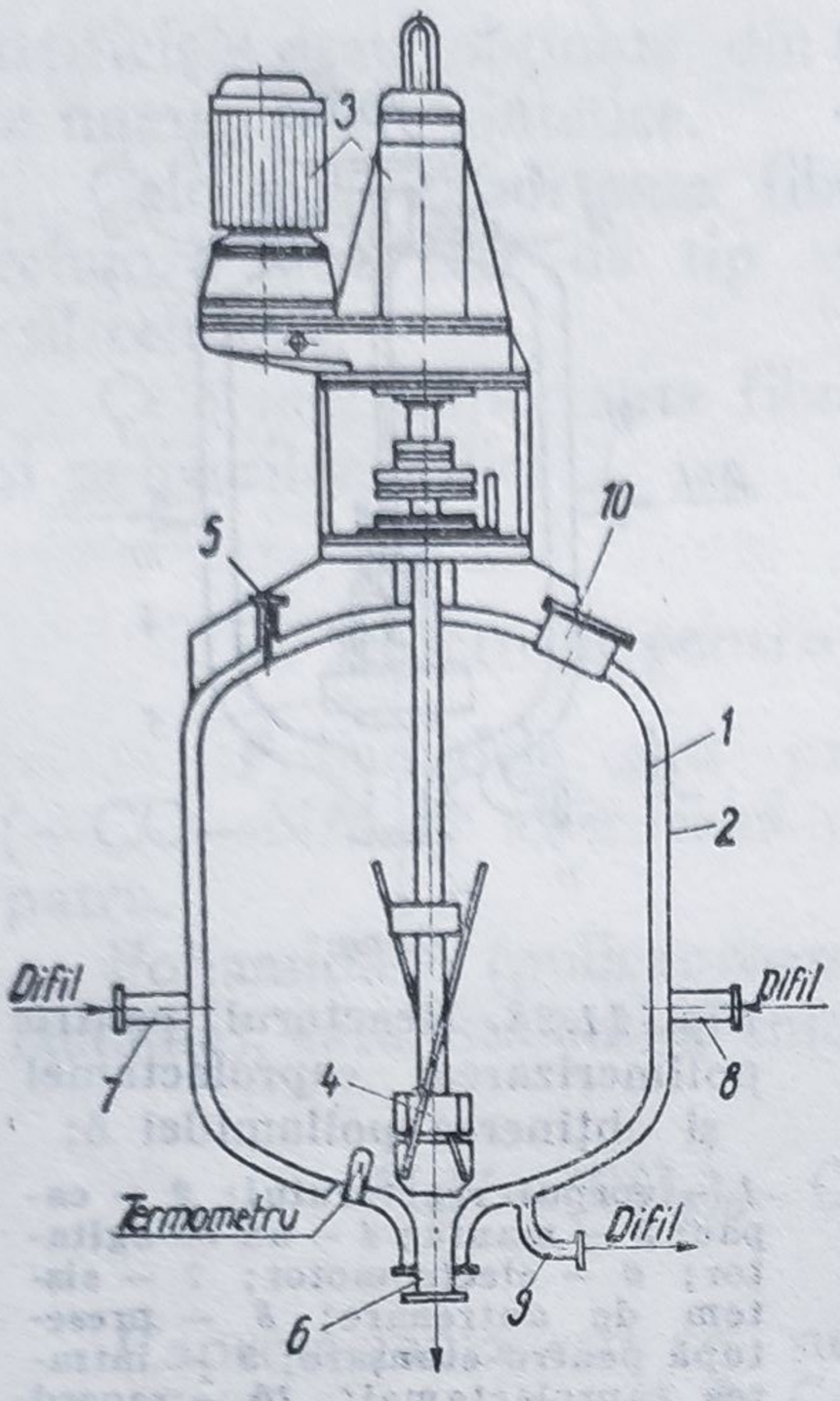


Fig. 11.29. **Reactorul pentru obținerea polietilentereftalatului.**

Reacția de policondensare este catalizată de către trioxidul de stibiu. Frînarea degradării termice a polimerului se realizează cu ajutorul unor substanțe termostabilizatoare (acid fosforic).

Printr-o agitare puternică și cu ajutorul vacuumului avansat se îndepărtează din reactor etilenglicolul format, deplasînd reacția în direcția formării polimerului.

Consumul de energie electrică al electromotorului crește pe măsură ce crește viscozitatea polimerului.

Procesul este complet automatizat.

Corpul reactorului *1*, mantaua *2*, agitatorul *4* sînt confecționate din oțel inoxidabil.

Grupul de antrenare *3* asigură agitarea puternică a substanțelor în autoclavă.

Materia primă — diglicoltereftalatul — se introduce în reactor prin racordul *5*, împreună cu catalizatorul și termostabilizatorul.

Polimerul este evacuat din reactor prin racordul *6* sub presiune de azot.

În timpul reacției, etilenglicolul este evacuat prin racordul *10*, conectat la sursa care produce vacuumul avansat.

Agentul de încălzire — difilul — se introduce prin racordurile *7* și *8* și se evacuează din manta, prin racordul *9*.

Banda de polimer ieșită din reactor este granulată într-un granulator.

c. Reactorul pentru polimerizarea acrilonitrilului

Monomerul, acrilonitrilul, se obține în țara noastră la Săvinești, prin adiția acidului cianhidric la acetilenă:

$$CH{\equiv}CH + HCN \rightarrow CH_2{=}CH{-}CN;\ \Delta H = -172\ kJ/mol$$

Reacția este condusă industrial la 80—90°C, în prezența unei soluții catalitice, care are drept componentă activă clorura cuproasă, acidulată, cu acid clorhidric, într-un reactor arătat în figura 11.30.

Reactorul este tip coloană de reacție cu manta de încălzire, construită din oțel carbon ebonitat. În spațiul de reacție se găsesc trei

zone de umplutură *7*, talerele perforate *5*, pentru o distribuţie cît mai uniformă a reactantului. Acetilena intră în reactor prin racordul *1*, iar acidul cianhidric cu soluţia catalitică recirculată, prin racordul *3*, la trei nivele diferite pe talerele de distribuţie *6*.

La baza reactorului se introduce abur viu.

Acrilonitrilul rezultat se evacuează din coloană prin racordul *2*.

Polimerul, poliacrilonitrilul se obţine prin polimerizarea acrilonitrilului, conform reacţiei:

$$n\,CH_2=CH \longrightarrow$$

$$\longrightarrow \left[-CH_2-\underset{\displaystyle CN}{\underset{|}{CH}}-CH_2-\underset{\displaystyle CN}{\underset{|}{CH}}-\right]_n$$

Ca iniţiator se foloseşte persulfatul de amoniu sau de potasiu ($K_2S_2O_8$), iar ca activator al sistemului de iniţiere redox, bisulfit de potasiu ($KHSO_3$), metabisulfit ($K_2S_2O_5$), tiosulfit ($Na_2S_2O_3$) sau rongalită.

Efectul activatorilor se poate mări prin adăugare de promotori, care sînt ioni Fe^{++} sau Cu^{++}.

Raportul dintre monomer şi apă este de 1:10.

În aceste condiţii se obţin produse cu mase moleculare cuprinse între 35 000 şi 50 000. Poliacrilonitrilul se utilizează sub forme de fibre, care înlocuiesc mai ales lîna. În ţara noastră se numeşte „melana".

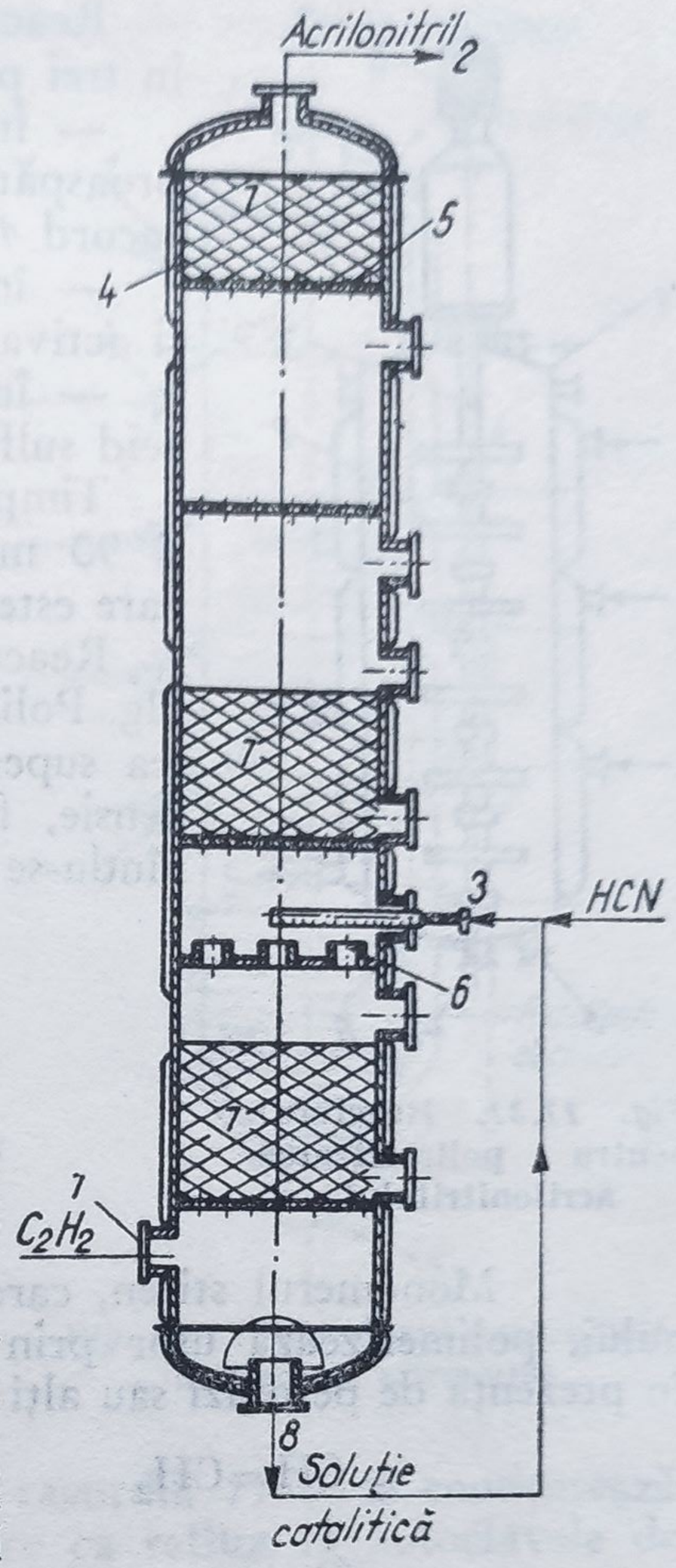


Fig. 11.30. Reactorul pentru fabricarea acrilonitrilului:
1 — intrarea acetilenei; *2* — ieşirea acrilonitrilului; *3* — intrarea soluţiei catalitice şi acidului cianhidric; *4* — manta de încălzire; *5* — taler pentru inele; *6* — taler de distribuţie pentru lichid; *7* — umplutură; *8* — ieşirea soluţiei catalitice.

Reactorul pentru polimerizarea acrilonitrilului de tip coloană este prezentat în figura 11.31.

Este construit din oţel carbon, placat în interior cu tablă din oţel inoxidabil fin polizată. *1*. Este prevăzut cu mantaua dublă *2*, pentru încălzire sau răcire şi cu un agitator cu palete drepte *3*.

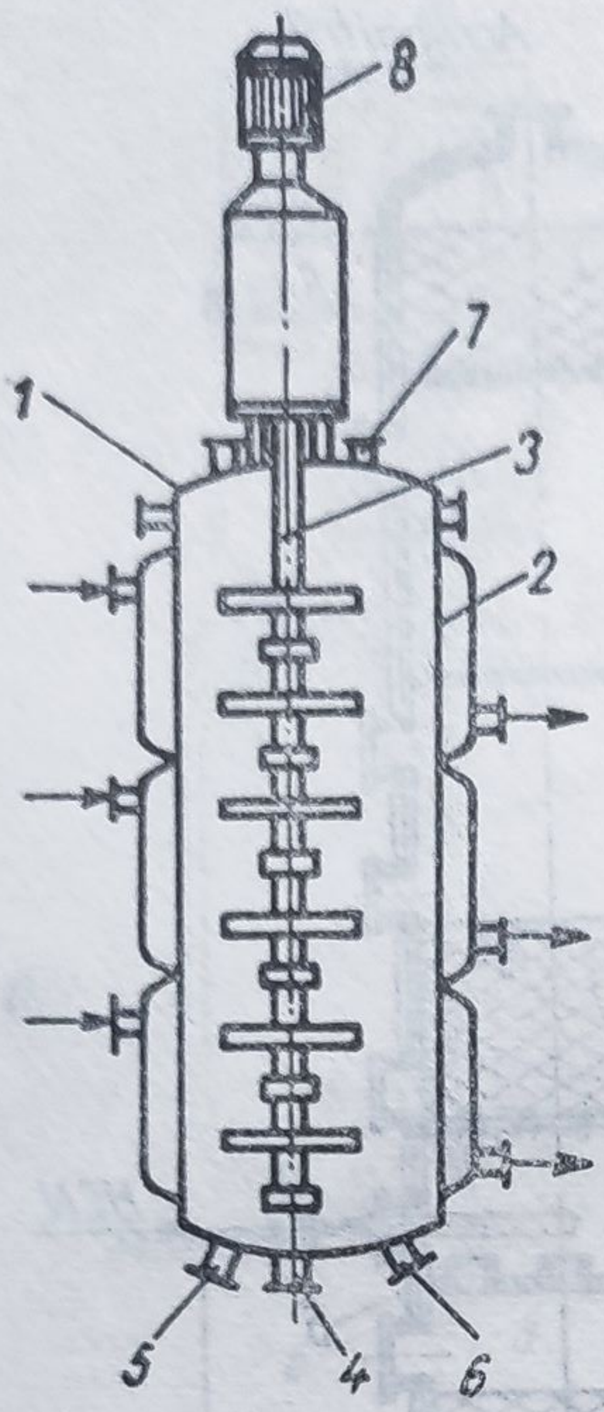


Fig. 11.31. Reactorul pentru polimerizarea acrilonitrilului.

Reactanţii se introduc pe la partea inferioară în trei puncte:

— în primul punct — amestecul de monomer proaspăt, monomer recuperat şi comonomer — racord *4*.

— în al doilea punct — apă demineralizată şi activatorul — racord *5*.

— în cel de al treilea punct — iniţiatorul cu acid sulfuric — racord *6*.

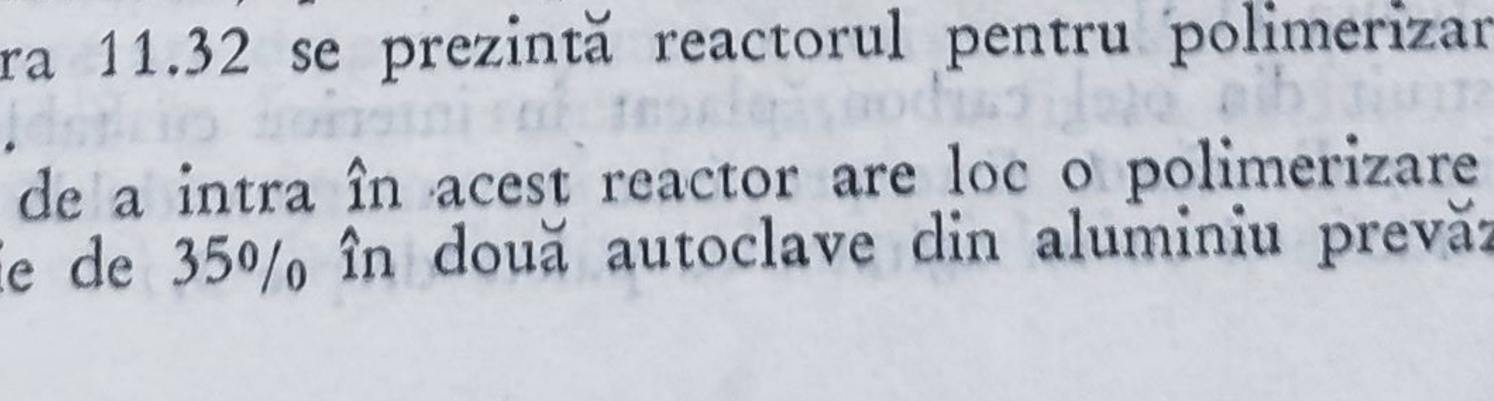
Timpul optim de reacţie este cuprins între 45 şi 90 min, iar temperatura optimă de polimerizare este de 55—60°C.

Reactorul lucrează sub un vid de circa 200 mm Hg. Polimerul se evacuează din coloană pe la partea superioară prin racordul *7* sub formă de suspensie, fiind dirijat spre filtrare şi uscare, obţinându-se un praf de culoare albă.

2. *Reactoare pentru fabricarea materialelor plastice şi a cauciucului*

a. Reactorul pentru polimerizarea stirenului

Monomerul stiren, care se obţine prin dehidrogenarea etilbenzenului, polimerizează uşor prin simplă încălzire, expunere la lumină şi în prezenţa de peroxizi sau alţi iniţiatori:



stiren **polistiren**

Polimerizarea stirenului se poate efectua prin toate cele trei procedee: în bloc, în soluţie şi în mediu apos. Prin polimerizarea în suspensie şi în emulsie se obţin produse cu masă moleculară mare 100 000—200 000.

Polimerizarea în suspensie are loc industrial, la noi în ţară, la Combinatul de cauciuc şi produse petrochimice Borzeşti.

În figura 11.32 se prezintă reactorul pentru polimerizarea continuă a stirenului.

Înainte de a intra în acest reactor are loc o polimerizare preliminară în proporţie de 35% în două autoclave din aluminiu prevăzute cu agi-

tator cu palete şi cu serpentine, prin care circulă apă cu temperatura de 74—78°C.

Apa preia căldura degajată în reacţie, menţinîndu-se astfel o temperatură constantă în autoclave de 80 ± 2°C. Polimerizarea se face în mediu inert (azot), fără iniţiatori şi durează circa 60 ore.

Soluţia care conţine 35% polimer trece în reactorul tip turn, prin racordul 1.

Turnul de polimerizare este prevăzut cu şase zone I—VI. În prima şi a doua zonă, temperatura de 100—110°C se menţine prin circulaţia în manta a aburului, care intră prin racordurile *2* şi *3*.

Condensul rezultat iese prin racordurile *4*.

În zona a treia, a patra şi a cincea, temperaturile de 150°C, respectiv 180°C se menţin prin circulaţia aburului atît în mantalele acestora, cît şi în serpentinele interioare. Aburul se introduce prin racordurile *5*, *6*, *7*, iar condensul iese prin racordurile *8*, *9*, *10*.

A şasea zonă este încălzită electric, în care temperatura se menţine la circa 200—220°C.

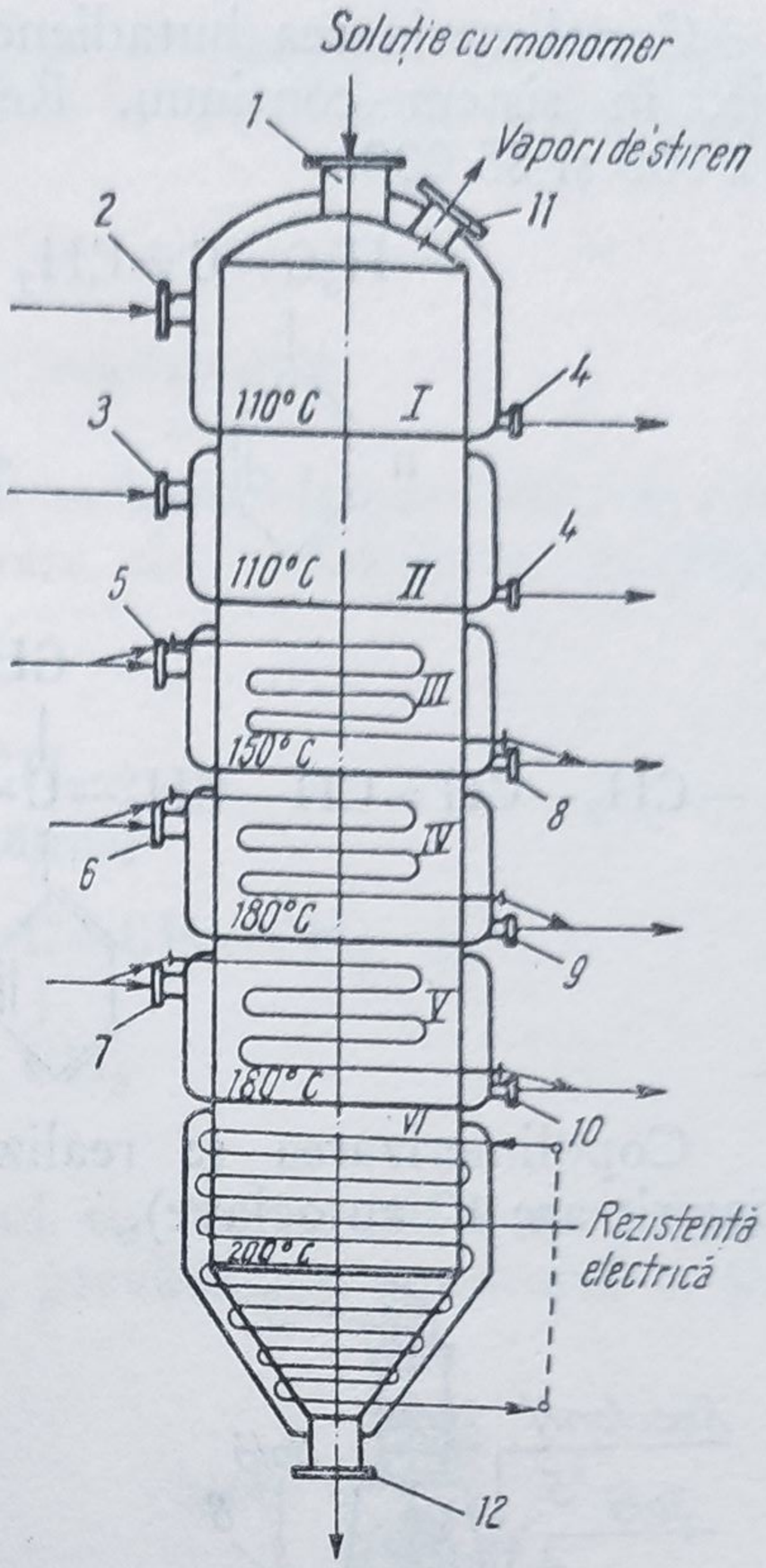


Fig. 11.32. **Reactorul pentru polimerizarea stirenului.**

Vaporii de stiren ies din reactor prin racordul *11* şi se condensează într-un răcitor exterior. De aici se reîntorc ca reflux în autoclavele de prepolimerizare.

Polistirenul topit iese din reactor cu temperatura de circa 200°C prin racordul *12*, trecînd printr-o maşină de extrudere, care îl taie bucăţi şi se trimite la prelucrare.

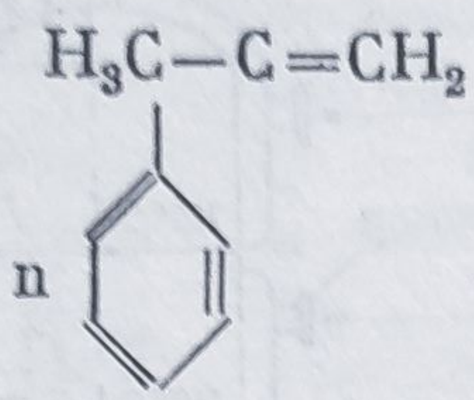
Timpul de reacţie în reactorul turn este de circa 30 de ore.

Materialul de construcţie al reactorului este oţelul inoxidabil.

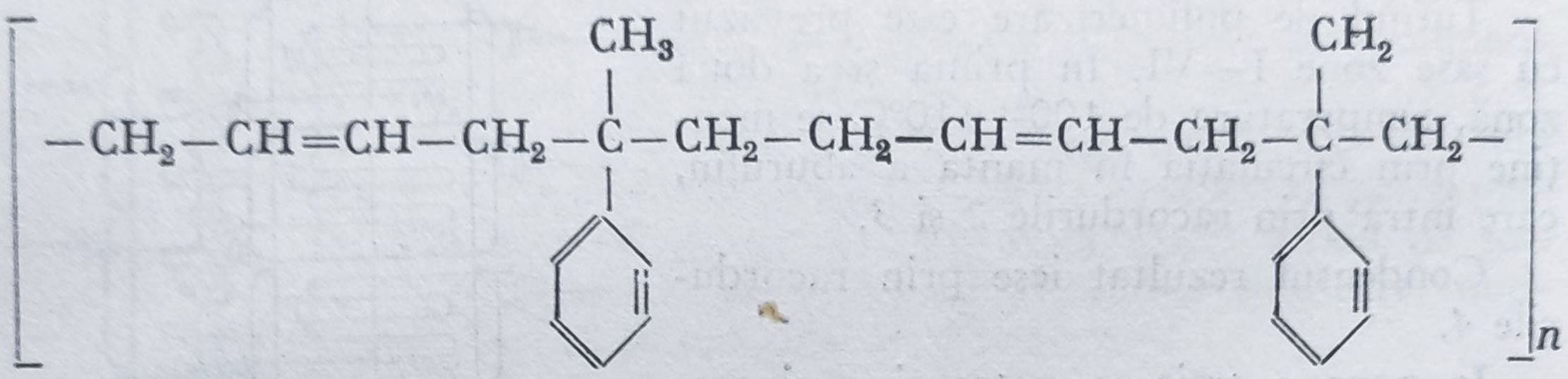
b. Reactorul pentru copolimerizarea butadienei şi a α-metil-stirenului

Cauciucul sintetic fabricat în ţara noastră la Combinatul de cauciuc şi produse petrochimice Borzeşti, reprezintă copolimerul butadienei cu α-metil-stirenul.

Copolimerizarea butadienei cu α-metil-stirenul se realizează în emulsie, în sistem continuu. Rezultă polimeri cu mase moleculare între 12 000 și 85 000.



$$+n\ CH_2=CH-CH=CH_2 \rightarrow$$



Copolimerizarea se realizează în autoclave, grupate în baterii (o baterie are 12 autoclave).

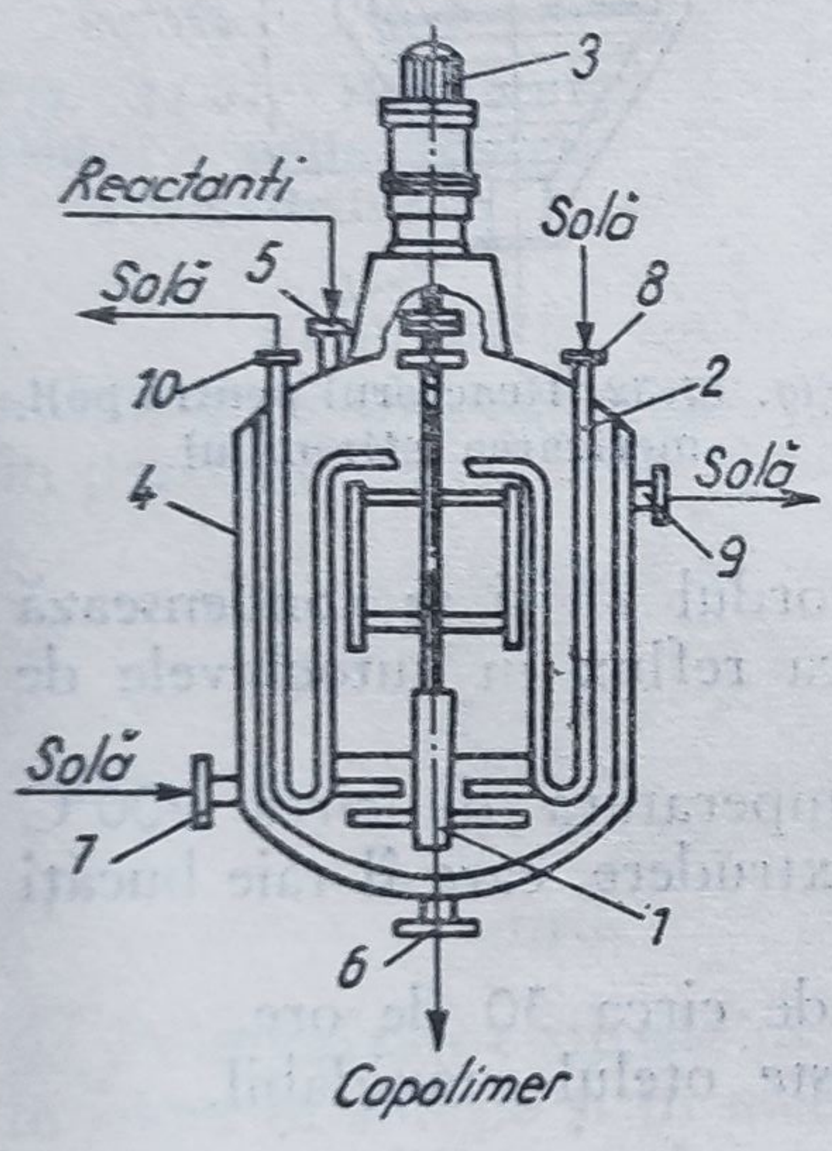


Fig. 11.33. Reactorul pentru copolimerizarea butaderiei cu α-metilstiren:

1 — agitator; *2* — serpentină de răcire; *3* — grup electromotor — reductor; *4* — manta de răcire, *5* — racord pentru intrare reactanți; *6* — racord pentru ieșirea polimerului; *7*, *8* — racord pentru intrarea solei; *9*, *10* — racord pentru ieșirea solei.

Acest reactor tip autoclavă arătat în figura 11.33 este prevăzut cu agitator *1* și serpentină de răcire 2.

Agitatorul are trei rame orizontale, fixate la partea inferioară, la mijloc și la partea superioară. Grupul electro-motor-reductor *3* asigură turația agitatorului de 60 rot/min.

Mantaua de răcire *4* asigură împreună cu serpentina de răcire, prin care circulă solă de —15°C temperatura de reacție cuprinsă între +5°C și +8°C. Presiunea de lucru din reactiv este de 5 daN/cm^2.

Amestecul de reactanți format din 70 părți butadienă și 30 părți α—metil-stiren și faza apoasă perfect emulsionate, intră în autoclavă prin racordul *5*. (Din cele 12 reactoare autoclavă, 11 sînt în funcțiune și una de rezervă).

Din reactor, copolimerul obținut iese prin racordul *6*, dirijîndu-se la instalația de distilare a monomerilor nereacționați și la coagularea copolimerului, obținîndu-se latexul.

Latexul coagulat se spală, se presează, se mărunţeşte, se comprimă cu ajutorul preselor hidraulice şi se trimite la fabricarea anvelopelor, camerelor de aer etc.

c. Reactorul pentru polimerizarea izoprenului

Izoprenul sau 2 metil-butadiena polimerizează la presiune mare sau la presiune normală în soluţie cu formare de poliizopren, $(C_5H_8)n$

$$n\,CH_2=\underset{\displaystyle CH_3}{\overset{|}{C}}-CH=CH_2\rightarrow$$

izopren (2 metil-butadiena)

$$[-H_2C-\underset{\displaystyle CH_3}{\overset{|}{C}}=CH-CH_2-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\overset{|}{C}}=CH-CH_2-]_n$$

poliizopren

În figura 11.34 este prezentat reactorul tip autoclavă pentru obţinerea poliizoprenului la presiunea normală, prevăzut cu agitatorul *1*, acţionat de grupul electromotor-reductor *2*.

Pentru o agitare în toată masa de reactanţi, paletele *3* sînt dispuse pe toată înălţimea agitatorului. Paletele tip racleţi au şi rolul de a desprinde polimerul depus pe pereţii autoclavei.

Autoclava este răcită cu solă, care se introduce în mantaua exterioară prin racordul *4* şi iese prin racordul *5*.

Izoprenul se introduce în reactor prin racordul *6* şi polimerul-poliizoprenul iese prin racordul *7*.

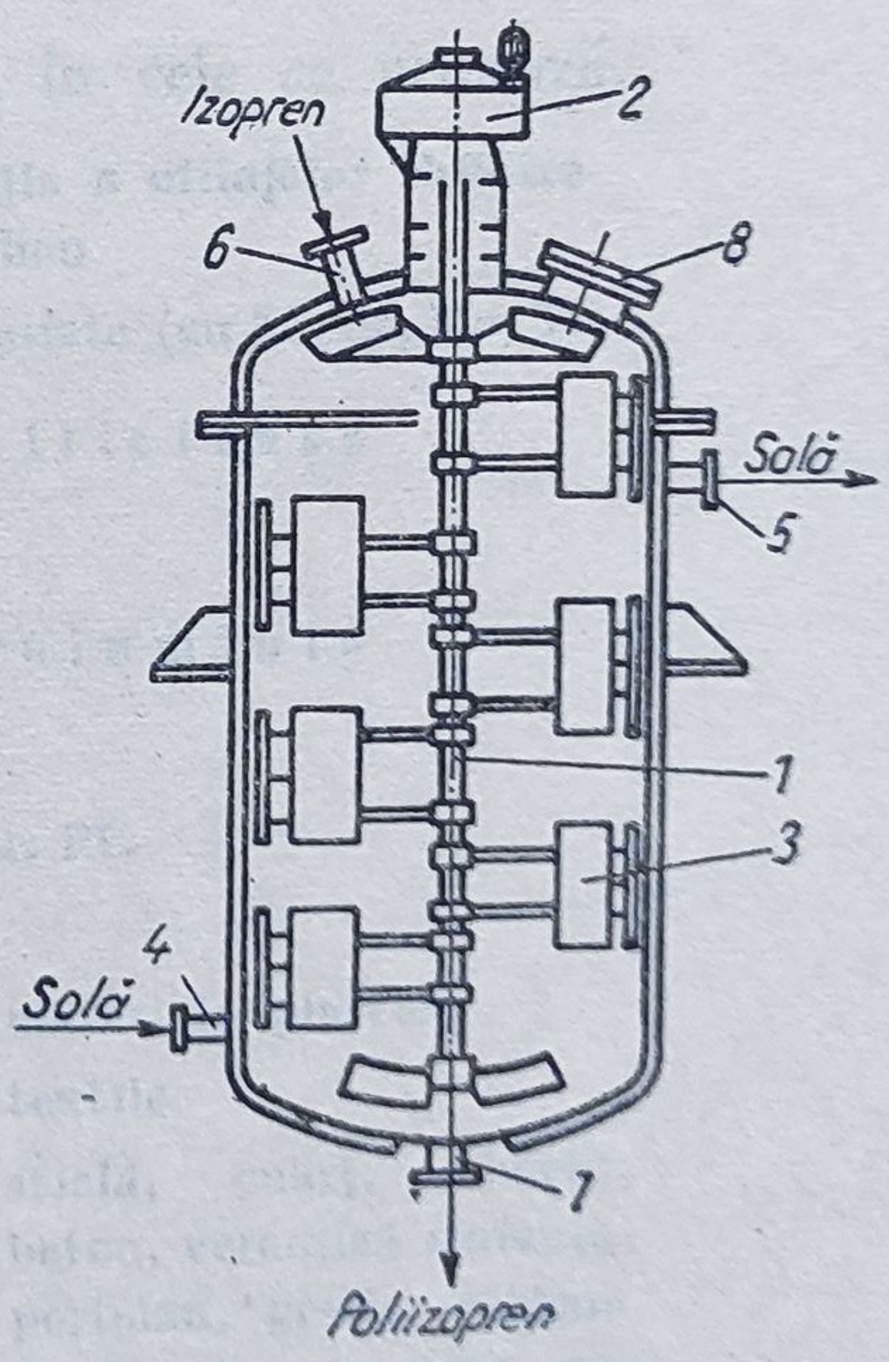


Fig. 11.34. Reactorul pentru polimerizarea izoprenului.

3. *Exploatare şi întreţinere*

Reactoarele acestor grupe fiind de tip coloană de reacţie şi autoclavă se exploatează şi se întreţin în conformitate cu instrucţiunile elaborate de proiectant, specifice acestor tipuri de utilaje.

Pentru o *exploatare corectă* este necesar să se execute:

— Urmărirea permanentă a fluxurilor tehnologice și respectarea întocmai a parametrilor de lucru privind debitele, concentrațiile, temperaturile, presiunile.

— Controlarea bunei funcționări a aparaturii de măsură, control și automatizare.

— Controlarea calității materiilor prime și a utilităților folosite, precum și calitatea produselor finite obținute.

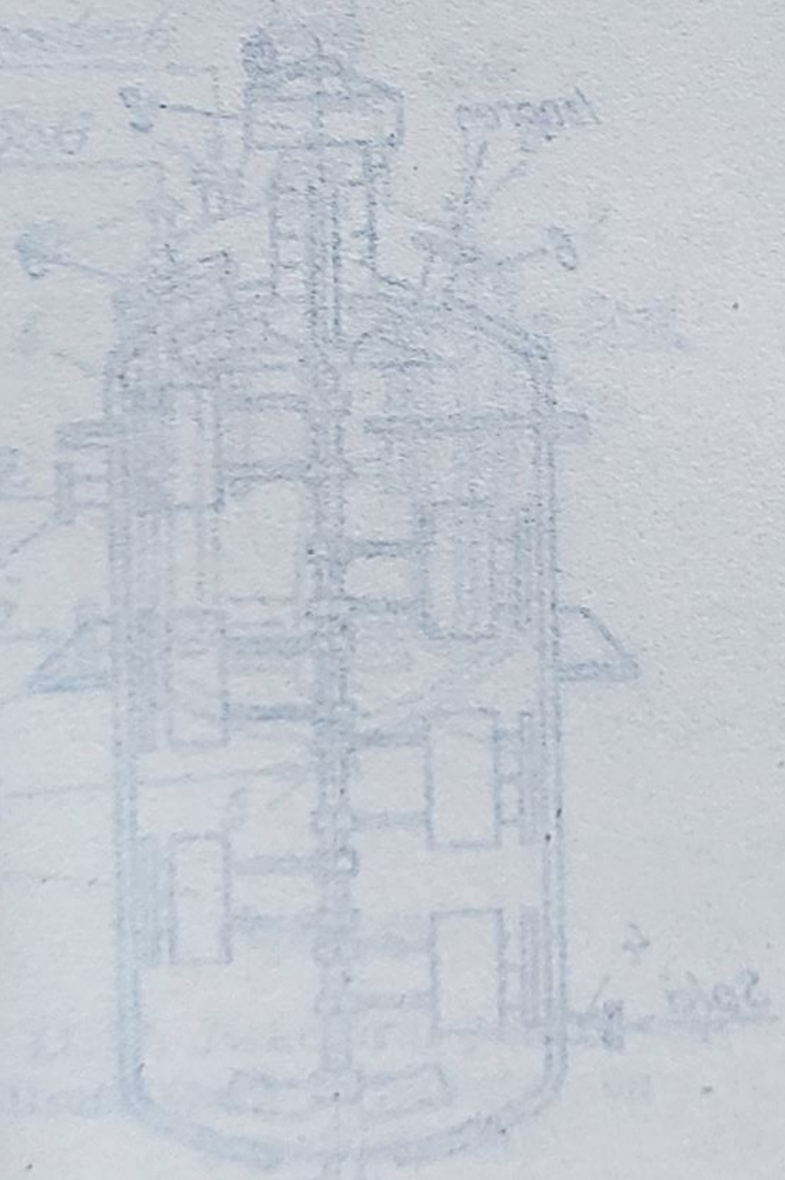
Întreținerea reactoarelor impune o serie de operații, care se vor executa în mod obligatoriu, și anume:

— Înlocuirea garniturilor uzate, strîngerea șuruburilor și schimbarea robinetelor deteriorate, pentru asigurarea etanșeității.

— Curățiri și completări de vopsele și izolații termice, acolo unde acestea s-au deteriorat.

— Menținerea în perfectă stare de funcționare a ventilelor de siguranță și a dispozitivelor mecanice, electrice și de automatizare, de protecție a reactoarelor.

— Menținerea în perfectă stare de funcționare a ventilației.



Capitolul 12

MATERIALE FOLOSITE ÎN CONSTRUCŢIA MAŞINILOR, APARATELOR ŞI A UTILAJELOR (REACTOARELOR) CHIMICE

Industria chimică se caracterizează printr-o mare diversitate de materii prime şi auxiliare care se transformă într-o gamă foarte variată de produse finite.

Marea diversitate de medii cu caracteristici mai mult sau mai puţin corosive, ca medii acide, bazice, neutre, oxidante, reducătoare, duce la o gamă variată de materiale de construcţii a utilajelor. Aproape toate materialele cunoscute se întrebuinţează în construcţia utilajelor şi a echipamentelor din industria chimică.

Proporţia şi importanţa lor se indică în cele ce urmează.

Clasificarea materialelor de construcţie a utilajelor chimice

1. **Metale şi aliaje**
   - *feroase*
     - oţeluri
       - oţel-carbon
       - oţeluri aliate (cu Ni, Cr, Mo, Ti)
     - fonte, fontă siliciosă
   - *neferoase*
     - aluminiu, duraluminiu
     - plumb
     - speciale: Ag, Au, Pt.
2. **Materiale nemetalice**
   - *naturale* — lemnul
   - *artificiale*
     - organice
       - materiale plastice
       - textile
     - minerale
       - sticlă, cuarţ, ciment, beton, ceramică (faianţă, porţelan, gresie) cărămidă (roşie, refractară, antiacidă)

În industria chimică se întrebuinţează următoarele materiale:

În *industria acidului sulfuric:*

— plumbul, oţelul inoxidabil, cuarţul, la acizi diluaţi;

— oţelul-carbon, fonta, cărămizile antiacide, masele plastice, la acizi concentraţi.

În *industria sodei:*

— oţel-carbon la saramură, leşie finală, soluţii amoniacale, gaze cu CO_2;

— fonta la saramura amoniacală, leşie de coloane, leşie de filtru;

— oţel inoxidabil la pompe, organe de închidere;

— nichel la evaporarea sodei caustice;

— cărămizi roşii şi refractare la cuptoarele de var;

— textilele la filtrele cu saci.

În *industria acidului azotic:*

— oţel inoxidabil;

— aluminiul electrolitic.

Factorii care influenţează alegerea materialelor de construcţie a utilajelor chimice sînt următorii:

— condiţiile de lucru: solicitarea mecanică, temperatura, fluajul, presiunea;

— durata proceselor tehnologice;

— proprietăţile chimice ale mediilor tehnologice: pH, coroziune;

— caracteristicile materialelor (fizico-chimice, tehnologice);

— costul.

Capitolul 13

COROZIUNEA ÎN INDUSTRIA CHIMICĂ ŞI PETROCHIMICĂ

1. *Consideraţii teoretice asupra fenomenului de coroziune*

Coroziunea reprezintă procesul chimic sau electrochimic de degradare a suprafeţei metalelor sau nemetalelor, datorită reacţiilor cu elementele sau compuşii chimici din mediul exterior: oxigen, vapori de apă, gaze, soluţii, topituri.

Ca rezultat al coroziunii se modifică compoziţia şi proprietăţile materialului respectiv.

Aproape o treime din producţia mondială de oţel şi fontă este scoasă din uz datorită coroziunii. Din metalul corodat se recuperează circa două treimi. Înseamnă că circa 10% din producţia mondială, se pierde definitiv ca urmare a acţiunii de distrugere a coroziunii.

La o producţie mondială de oţel şi fontă de circa 400 mil t/an, rezultă că pierderea de metal datorită coroziunii, reprezintă 40 mil t/an.

Alt fenomen care concură alături de coroziune la distrugerea materialelor este eroziune.

Eroziunea reprezintă fenomenul de distrugerea materialelor datorită uzurii mecanice.

Cînd coroziunea se combină cu eroziunea, rezultă distrugeri mari ale materialelor.

Coroziunea poate fi:

— chimică, care este posibilă la toate materialele;

— electrochimică, care apare numai la metale, deoarece electronii acestora se mişcă liber şi se produce în urma reacţiei ce are loc între metal şi soluţia electrolitului cu care vine în contact.

După modul de corodare al suprafeţelor, se deosebesc:

— *Coroziunea uniformă,* cînd are loc corodarea întregii suprafeţe metalice expuse mediului chimic agresiv şi care are din punctul de vedere al aspectului o uniformitate şi aproximativ aceeaşi grosime de strat corodat.

— *Coroziunea neuniformă*, care prezintă următoarele aspecte:

— coroziunea prin puncte, care constă în apariţia degradărilor locale, ce pot avea adîncimi mari în materialul respectiv, degradări foarte periculoase;

— coroziunea selectivă, care constă în coroziunea unui component dintr-un aliaj.

Coroziunea selectivă se împarte în:

— Coroziunea selectivă de structură, atacîndu-se un component care este diferit din punctul de vedere al structurii de restul componenţilor. Astfel, se poate exemplifica grafitizarea fontelor cenuşii bogate în grafit, în medii acide, prin formarea de micropile locale, în care grafitul constituie catodul, iar ferita anodul, ce se corodează şi trece în soluţie. Utilajele şi piesele grafitizate nu au rezistenţă mecanică.

— Coroziunea selectivă de componenţi, ca în cazul aliajelor în medii alcaline. De exemplu, în cazul alamei, în mediu alcalin, este atacat numai zincul, scăzînd în felul acesta rezistenţa mecanică a pieselor respective.

— Coroziunea intercristalină, prin care se distruge metalul la marginile dintre cristale, stabilindu-se astfel legătura dintre cristale şi micşorîndu-se deci, rezistenţa mecanică a pieselor. Acest tip de coroziune apare acolo unde sînt diferenţe de compoziţie, concentrări de impurităţi, tensiuni interne produse de molecule, tratamente termice sau mecanice.

Se corodează intercristalin, oţelurile inoxidabile care conţin crom şi aliajele de aluminiu.

— Coroziunea transcristalină, fenomenul de coroziune prin care se desfac cristalele metalului. Se întîlneşte frecvent la oţeluri şi aliaje de cupru, solicitate alternativ în medii corosive cu pH diferit, acompaniate şi de solicitări mecanice.

2. *Clasele de coroziune*

Rezistenţa la coroziune a materialelor este foarte diferită fiind în funcţie de natura materialului, de natura substanţei cu care vine în contact, de concentraţia şi temperatura substanţei.

Standardele germane stabilesc cinci clase de coroziune, pentru caracterizarea unui material rezistent sau nerezistent la coroziune.

Clasele şi pierderea de substanţă echivalentă sînt date în tabela 13.1.

Valorile din tabelă sînt practic valabile pentru oţel carbon cu masa specifică $\gamma = 7{,}8$ daN/dm^3.

Tabela 13.1

Clasele de coroziune

Clasa de coroziune	Pierderea de substanţă		Clasificarea materialului
	g/m²h	mm/an (din grosime)	
0	<0,1	<0,1	necorosiv
1	0,1 – 1,0	0,1 – 1,0	bun rezistent
2	1,0 – 3,0	1,0 – 3,0	rezistent
3	3,0 –10,0	3,0 –10,0	slab rezistent
4	>10	>10	nerezistent

Pentru materialele cu masa specifică diferită de 7,8 daN/dm³, valoarea coroziunii în mm/an se obţine din diagrama din figura 13.1.

De exemplu, pentru un material cu masa specifică 4 daN/dm³ şi care se încadrează în clasa „2" de coroziune, pierderea de substanţă este de 2—6,5 mm/an.

În tabela 13.2 se prezintă coroziunea unor materiale, faţă de diferitele substanţe.

3. *Clasificarea mediilor corosive*

Mediile corosive se clasifică pe baza compoziţiei lor şi pe baza repartizării în natură, după cum urmează:

— *atmosfera*, care conţine următorii agenţi corosivi: oxigenul, apa, bioxidul de carbon, gazele şi vaporii în medii industriale;

— *solul*, care conţine agenţii: aciditatea, umiditatea, conţinutul în săruri, oxigenul, bacteriile, rezistivitatea electrică;

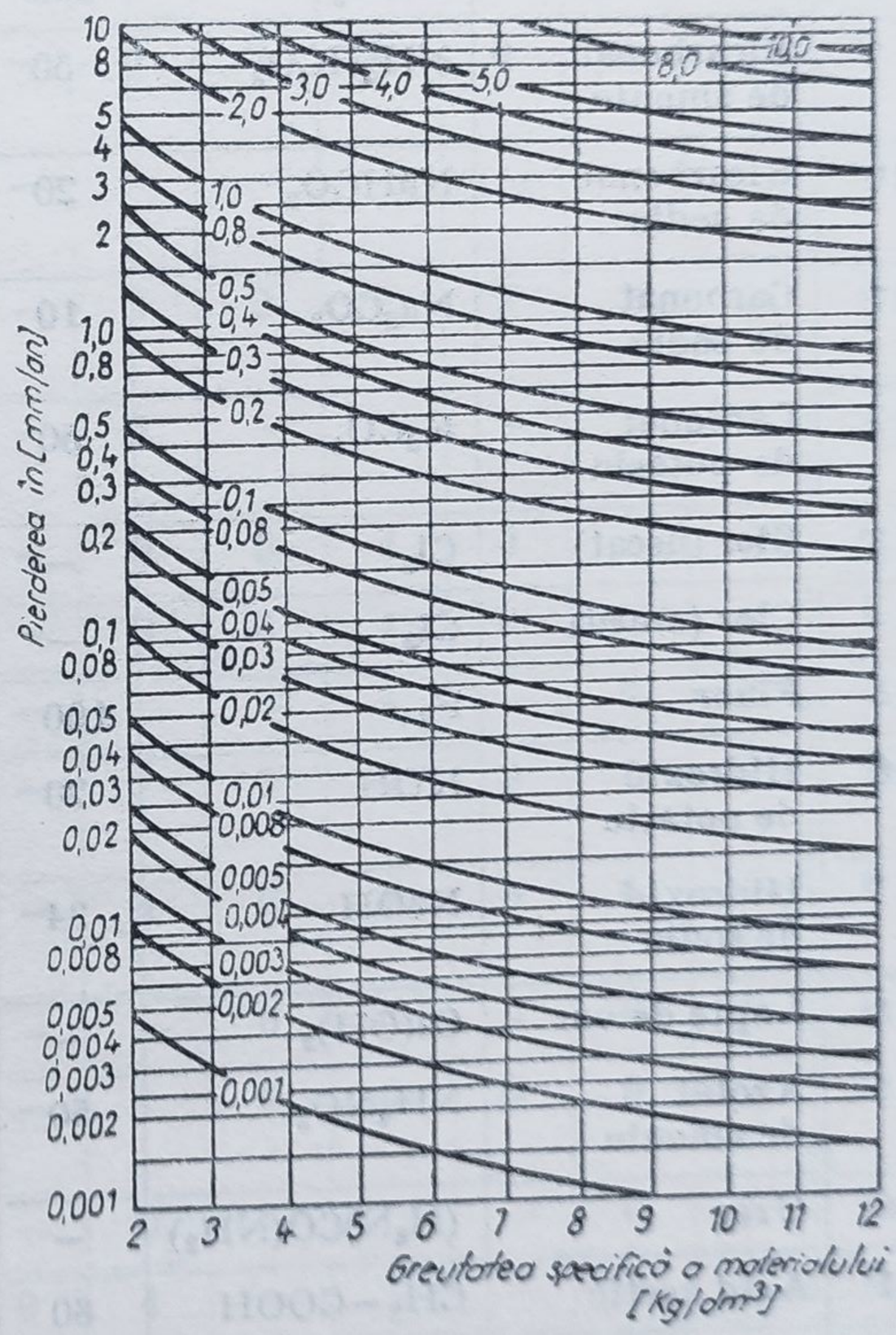


Fig. 13.1. **Diagrama pentru determinarea coroziunii.**

Coroziunea unor materiale faţă

Nr. crt.	Denumirea	Formula chimică	Conc. %	Temp. °C	Fo, OL	Bronz cu Al şi Si	Bronz cu Sn şi Pb	Bronz cu Fe	4021/4027	4541/4550
1	Amoniac	NH_3 NH_4OH	10	20	0	0	4	4	0	0
2	Acid clorhidric	HCl	1	20	4	4	2	2	4	2
3	Acid clorhidric	HCl	37	fierbere	4	–	4	4	4	4
4	Acid fosforic	H_3PO_4	10	20	1	4	–	1	1	0
5	Acid sulfuric	H_2SO_4	50	20	–	–	–	–	4	4
6	Acid sulfuric	H_2SO_4	98	20	1	–	–	–	4	0
7	Acid azotic	HNO_3	50	20	3	–	4	4	0	0
8	Acid azotic	HNO_3	100	20	0	0	4	4	2	0
9	Bicarbonat de amoniu	NH_4HCO_3	50	20	4	4	4	4	3	1
10	Bicarbonat de sodiu	$NaHCO_3$	20	40	2	2	0	0	0	0
11	Carbonat de sodiu	Na_2CO_3	10	20	3	4	2	1	0	0
12	Carbonat de potasiu	K_2CO_3	50	20	1	3	0	1	0	0
13	Clor (uscat)	Cl_2	–	20	0	–	–	1	0	0
14	Clor (umed)	Cl_2	–	20	4	–	–	4	4	4
15	Fluor	F_2	100	25	4	4	–	–	–	–
16	Hidroxid de potasiu	KOH	20	20	–	–	–	–	0	0
17	Hidroxid de sodiu	NaOH	34	20	1	4	0	0	0	0
18	Lapte de var	$Ca(OH)_2$	–	20	0	3	0	0	0	0
19	Azotat de amoniu	NH_4NO_3	50	20	1	3	3	3	0	0
20	Uree	$(H_2N)CO(NH_2)$	–	20	4	0	2	1	2	1
21	Acid acetic	CH_3-COOH	80	20	4	–	2	0	2	0
22	Apă regală	$2\,HCl+HNO_3$	–	20	4	4	4	4	4	4

NOTAŢII: 0 – necorosiv; 1 – bun rezistent; 2 – rezistent; 3 – slab rezistent; 4 – nerezistent.

Tabela 13.2

de diferite substanțe

4571 / 4580	4505 / 4506	Fe, Si 15%	Fe, Si 17%	Hastelloy B	Hastelloy C	Titan	Monel	Plumb tare	Teflon	Cauciuc natural	Vitan	Cărbune Grafit	4408 / 4410	Worthite
0	0	0	0	0	0	–	2	2	0	0	1	0	0	0
2	0	1	0	1	0	0	0	2	0	2	0	–	2	1
4	4	4	4	1	4	4	–	4	0	3	2	–	4	3
0	0	0	0	0	0	0	–	–	0	0	0	–	0	0
3	1	0	0	0	0	2	–	–	0	3	0	0	3	1
0	0	0	0	0	0	4	–	–	0	4	0	0	0	0
0	0	–	–	4	0	–	–	4	0	4	0	–	0	0
–	–	–	0	–	–	0	–	4	0	4	2	4	–	–
1	1	0	0	0	0	0	–	0	0	0	0	0	1	0
0	0	0	0	0	–	–	–	–	–	–	–	–	0	0
0	0	0	0	0	–	–	–	3	0	0	2	–	0	0
0	0	0	0	–	–	–	–	0	–	–	–	–	0	0
0	0	0	0	0	0	4	–	0	0	4	0	–	0	0
4	3	1	0	0	0	1	–	2	0	4	0	0	4	2
3	3	–	–	1	0	4	–	–	–	4	–	0	3	2
0	0	0	0	1	1	–	–	–	0	0	0	0	0	0
0	0	0	1	0	1	–	–	4	0	1	0	0	0	0
0	0	1	1	0	0	–	–	–	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	–	0	–	–	1	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	–	0	0	–	0	–	–	–	0	0	0
0	0	0	0	0	0	–	0	4	–	–	–	0	0	0
4	4	3	2	4	4	0	–	4	0	4	2	0	4	2

— *substanţele chimice:* acizii, alcaliile, sărurile, care provoacă fiecare o coroziune specifică, în funcţie de concentraţie, impuritate, temperatură, presiune, viteză.

După coroziunea pe care o provoacă, acizii pot fi consideraţi acizi tari (acid clorhidric, acid sulfuric, acid acetic), acizi slabi (acid carbonic) şi acizi oxidanţi (acid azotic, acid cromic etc.).

Alcaliile produc o coroziune locală, prin puncte.

Coroziunea provocată de săruri se datoreşte producerii pilelor de concentraţie, a coroziunii galvanice etc., deoarece majoritatea sărurilor în soluţie sînt electroliţi buni.

Halogenii în prezenţa umidităţii sînt puternic corosivi, deoarece hidrolizează în acizi şi agenţi de oxidare. De exemplu, clorul hidrolizează în acid clorhidric şi acid hipocloros:

$$Cl_2 + H_2O \rightarrow HCl + HOCl$$

Sulful şi compuşii lui sînt foarte corosivi, deoarece se combină direct cu metalele.

Majoritatea compuşilor organici sînt necorosivi. Hidrocarburile, alcoolii, cetonele şi eterii atacă metalele numai în prezenţa impurităţilor anorganice. Acizii organici, anhidridele şi aldehidele care se hidrolizează la acizii corespunzători provoacă coroziunea metalelor. Cel mai corosiv acid organic este acidul formic, apoi acidul acetic.

Metalele topite şi topiturile alcaline sînt, de asemenea, corosive.

4. *Factorii care influenţează coroziunea*

Coroziunea este influenţată de factori externi şi interni.

Factorii datoraţi mediului extern, care favorizează coroziunea sînt:

— compoziţia chimică a mediului corosiv;
— concentraţia substanţei din mediul apos;
— *p*H-ul mediului;
— temperatura şi presiunea mediului;
— viteza de deplasare a mediului corosiv;
— răspîndirea neuniformă a temperaturii sau a conţinutului în oxigen;
— timpul de contact cu mediul agresiv.

Factorii interni sînt:

— structura şi starea metalului;
— structura eterogenă a amestecului metalic;
— tensiunile interne (acestea cresc prin tratamente mecanice, termice, termo-chimice);
— starea suprafeţelor metalului (rizuri, zgîrieturi, şanţuri, fisuri etc.).

5. *Protecţia împotriva coroziunii*

Există mai multe căi pentru eliminarea (sau limitarea) coroziunii.

a) **Acţionarea asupra mediului pentru micşorarea agresivităţii lui** prin:

— îndepărtarea gazelor (oxigen şi bioxid de carbon) din apă sau soluţii;

— modificarea *p*H-ului, astfel încît acesta să se apropie de valoarea 7, *p*H care asigură tuturor metalelor un maximum de rezistenţă;

— utilizarea inhibitorilor, deoarece prin adăugarea acestora se poate opri coroziunea;

— neutralizarea sau înlăturarea imediată din procesul tehnologic a mediului corosiv format.

b) **Alegerea materialului corespunzător mediului de lucru.** Materialele întrebuinţate în construcţia utilajelor, a aparatelor, a reactoarelor şi a instalaţiilor chimice sînt:

— metalele feroase şi aliajele lor;

— aliajele fier-carbon, care se pot utiliza pentru: medii alcaline (sub 30% concentraţie), soluţii de acid azotic şi sulfuric (peste 70% concentraţie) şi pentru medii organice;

— aliajele de fero-siliciu, care rezistă la acizi tari, pînă la temperatura lor de fierbere;

— aliajele fierului cu siliciu şi molibden, care se folosesc pentru orice concentraţii ale acizilor tari;

— oţelurile şi fontele inoxidabile, care conţin crom, nichel, molibden, mangan, wolfram etc., în diferite proporţii; ce se pot utiliza în medii foarte corosive;

— oţelurile refractare, cu conţinut de siliciu, crom, aluminiu (sicromal) care rezistă la temperaturi înalte şi medii corosive;

— fontele cu nichel şi crom care rezistă la temperaturi înalte şi medii corosive;

— ferraliumul, un aliaj ce conţine 25% crom, 5% nichel, molibden şi cupru şi care are rezistenţă chimică şi mecanică mare;

— metalele neferoase şi aliajele lor, de exemplu: cuprul, nichelul, bronzul, alama etc.;

— diverse alte materiale:

— materialele anorganice (roci minerale topite sub formă de plăci, de exemplu: bazaltul topit); sticla boro-silicat, care este un amestec de oxizi de siliciu, bor, fosfor, sodiu, calciu, aluminiu, potasiu, magneziu, plumb. Această sticlă are o conductivitate termică de 300 ori mai mare decît a sticlei obişnuite, avînd o rezistenţă mecanică foarte mare.

Se utilizează la construcţia reactoarelor, a schimbătoarelor de căldură, a pompelor centrifuge, a conductelor etc.;

— materialele organice naturale: lemnul, cărbunele;

— materialele plastice (răşini, fenoplaste, polimeri, copolimeri, cauciuc etc.).

c) Acţionarea asupra materialelor de construcţie pentru îmbunătăţirea rezistenţei lor electrochimice prin:

— tratamente termice, înlăturîndu-se astfel tensiunile mecanice externe sau interne;

— alierea cu un component protector care are tendinţa de pasivizare, de exemplu: cromul şi nichelul pentru oţelul-carbon, care după aliere duc la oţeluri inoxidabile (V_2A, V_4A, extra etc.), aurul pentru cupru etc.

d) Aplicarea metodelor de protecţie anticorosivă propriu-zisă.

Protecţia împotriva coroziunii reprezintă totalitatea măsurilor care se iau pentru a se feri materialele de construcţie ale utilajelor, ale aparatelor, ale reactoarelor, ale instalaţiilor şi ale clădirilor din industrie împotriva acţiunii agresive a mediilor chimice. Protecţia anticorosivă se realizează prin:

— căptuşirea sau acoperirea suprafeţei metalice nerezistente cu un metal rezistent, prin placare, metalizare, galvanizare, difuziune şi prin cufundare în metal topit;

— acoperirea suprafeţei materialului nerezistent cu un material nemetalic rezistent (folii de elastomeri sau de materiale plastice) prin protecţia cu pelicule, cu poliesteri armaţi, cu email, cu zidărie antiacidă, cu plăci de grafit impregnat şi prin metode electrochimice;

— aplicarea metodelor electrochimice de protecţie.

Metodele electrochimice de protecţie a fierului şi a aliajelor de fier sînt catodice şi anodice.

Protecţia catodică poate fi realizată fie prin metoda anozilor protectori (anozi sacrificaţi), fie prin metoda curentului exterior.

Protecţia catodică cu anozi protectori constă în legarea la construcţia metalică de protejat a unui număr de plăci (fig. 13.2) sau bare metalice (fig. 13.3) cu un caracter mai electronegativ faţă de metalul din care este realizată construcţia. În acest sistem, metalul mai electronegativ are rolul de anod (se dizolvă), iar construcţia metalică devine catod (nu se corodează).

Metalele care se întrebuinţează ca anod protector sînt magneziul, zincul şi aluminiul aliat cu magneziul.

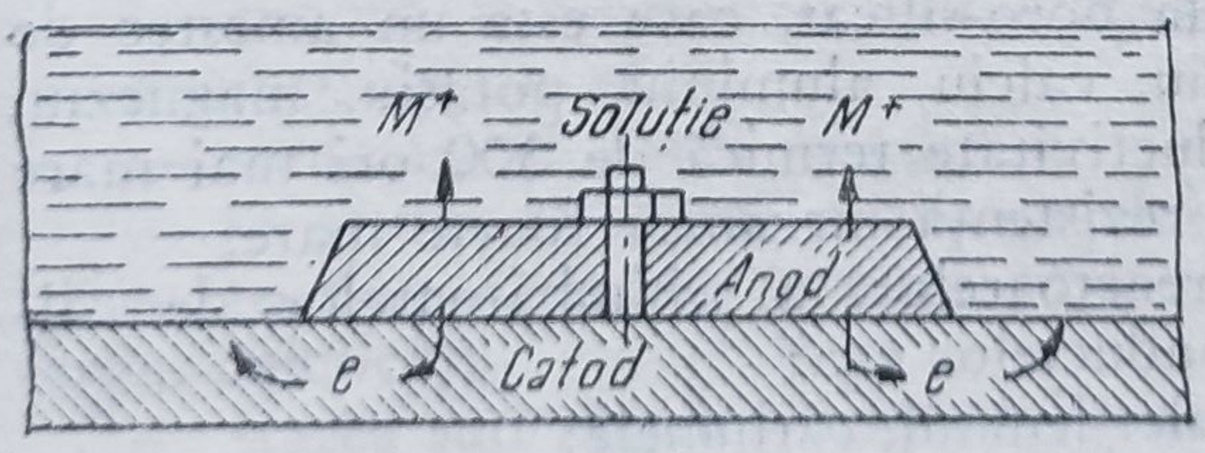


Fig. 13.2. Schema protecţiei catodice cu anozi protectori sub formă de plăci.

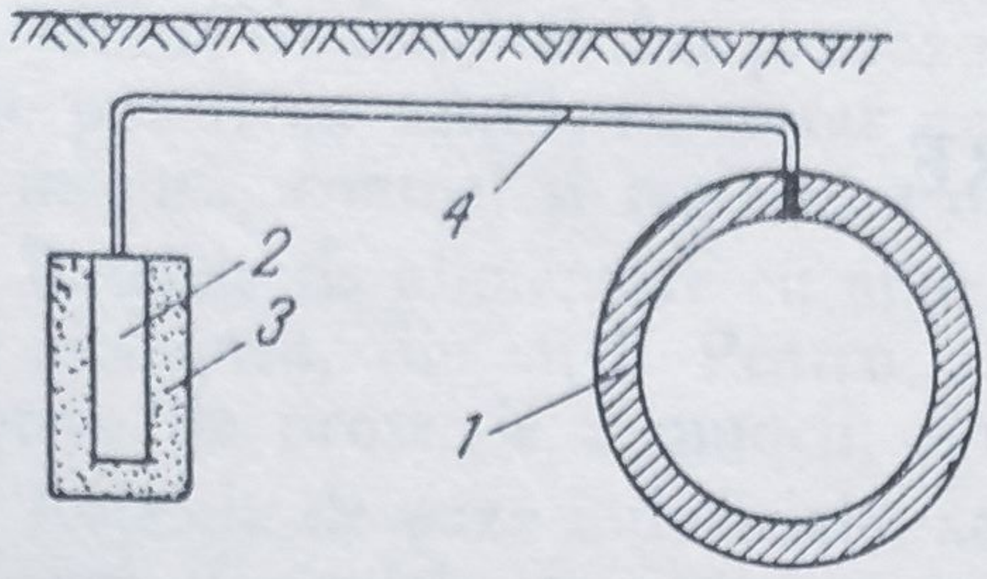


Fig. 13.3. Schema instalaţiei de protecţie catodică a unei conducte subterane, folosind anozi protectori:

1 — conductă; *2* — anod protector; *3* — umplutură de săruri; *4* — conductor de legătură izolat.

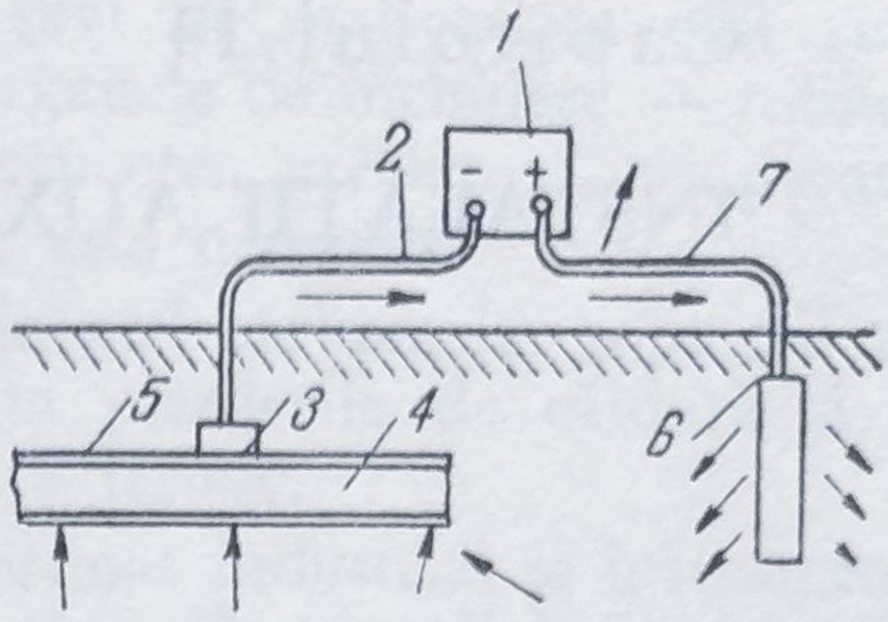


Fig. 13.4. Schema instalaţiei de protecţie catodică cu curent exterior;

1 — sursă de curent; *2*, *7* — conductori de legătură; *3* — priză de potenţial; *4* — conductă de protejat; *5* — stratul de izolaţie al conductei; *6* — anod.

Protecţia catodică cu curent exterior constă în legarea construcţiei metalice la polul negativ al unei surse de curent continuu, transformînd-o în catod, iar ca anod folosindu-se cel mai frecvent oţelul sau aluminiul, cuprul, zincul, cărbunele şi grafitul.

Acest fel de protecţie se aplică la protecţia rezervoarelor, a construcţiilor, a conductelor şi a cablurilor îngropate în pămînt (fig. 13.4). Cele două protecţii descrise se bazează pe polarizarea catodică a utilajelor şi a instalaţiilor supuse protejării.

Protecţia anodică se realizează, dimpotrivă, prin legarea utilajelor de protejat la polul pozitiv al unei surse de curent continuu (polarizare anodică). Metoda se poate aplica numai acelor metale care în mediul respectiv se pasivizează uşor sub acţiunea curentului electric.

e) **Alegerea raţională a condiţiilor de exploatare a utilajelor.** În general se recomandă să se menţină condiţii cît mai uniforme de lucru. În acest sens trebuie evitate alternările de medii oxidante şi reductoare, acide şi bazice, calde şi reci. Repartizarea neuniformă a temperaturii pe suprafaţa metalică poate, de asemenea, accelera coroziunea.

În toate aceste cazuri, măsurile de protecţie constau în schimbarea construcţiei utilajului sau a condiţiilor de exploatare, în sensul repartizării cît mai uniforme a temperaturii, a concentraţiei sau a aciditătii electrolitului.

La proiectarea şi construcţia utilajelor (reactoarelor chimice) trebuie luate în considerare toate substanţele cu care vin în contact, şi în funcţie de acţiunea corosivă a acestora, se vor alege materialele cele mai rezistente, pentru prelungirea la maximum a duratei de funcţionare a echipamentelor.

Capitolul 14

INSTALAŢII AUXILIARE

1. *Generalităţi*

Într-o instalaţie chimică pe lîngă secţiile tehnologice există instalaţiile auxiliare care furnizează utilităţile necesare fabricaţiei unui produs, şi anume:

a) *Gospodăria de apă* care furnizează apa decarbonatată necesară răcirii utilajelor, apa de proces, apa demineralizată necesară alimentării cazanelor de abur, precum şi apa potabilă şi apa contra incendiului şi instalaţiile de canalizare ape meteorice, industriale şi menajere.

b) *Centrala termoelectrică*, care furnizează aburul şi energia electrică de forţă şi iluminat.

c) *Staţia de reglare gaze naturale*, în instalaţiile în care se utilizează gaze naturale.

d) *Staţia compresoarelor* de aer industrial, aer instrumental şi gaze inerte.

2. *Reţele de alimentare cu apă, abur, gaze, aer comprimat, gaze inerte, canalizare*

Reţelele de alimentare cu apă cuprind:

— reţelele de aducţiune apă industrială;

— reţelele de aducţiune apă potabilă şi apă de incendiu;

— reţelele de distribuţie a apei pe platforma uzinală şi instalaţii;

— reţelele de captare a apei folosite în instalaţii de apă caldă spre turnurile de răcire;

— reţelele de canalizare a apelor industriale convenţional curate şi a apelor meteorice;

— reţelele de apă menajere, spre staţiile de epurare.

Rețelele de apă sînt construite din țevi de oțel-carbon oțel zincat sau tuburi de fontă și sînt prevăzute cu organele de închidere — robinete, care pot fi cu ventil, cu sertar pană cu cep etc., precum și cu aparatura de măsură, control și reglare, acolo unde este necesară.

Rețelele de alimentare cu abur sînt din oțel carbon, iar robineții sînt, de asemenea, din oțel. Pentru a se evita pierderile de căldură și din motive de protecție a muncii, sînt izolate termic.

Rețelele de gaze industriale, aer comprimat industrial și instrumental, precum și rețelele de gaze inerte (azot) sînt din materiale rezistente la coroziune: din oțel carbon, pentru gazele industriale, din oțel carbon, pentru aerul industrial, din oțel zincat, pentru aerul instrumental și gaze inerte (azot).

Rețelele de canalizare pentru apele convențional curate și apele meteorice, sînt din beton, oțel carbon sau fontă.

Apele acide sînt colectate în tuburi de gresie.

Apele menajere sînt colectate în tuburi de azbociment.

3. *Depozite și rezervoare. Instalații de pompare*

La depozitarea materialelor în industria chimică se ține seama de specificul fabricației, de caracteristicile și de valoarea bunurilor, precum și de cantitatea de depozitare.

Amplasarea depozitelor se face lîngă drumurile principale și căile ferate ale unităților industriale, ca să fie ușor accesibile mijloacelor de transport: cisterne, camioane, vagoane, containere etc.

a. Depozitarea gazelor

Gazele se depozitează în rezervoare și gazometre, care după presiunea de lucru pot fi:

— de presiune joasă, cu presiunea gazului sub 500 mm H_2O.
— de presiune înaltă, cu presiunea gazului pînă la 25 daN/cm^2.

În categoria rezervoarelor de presiune joasă intră gazometrele, care sînt rezervoare care lucrează la presiunea constantă, și volum variabil. Ele sînt de două tipuri:

— gazometre umede;
— gazometre uscate.

Gazometrul umed este format dintr-o cuvă metalică sau din beton *1* (fig. 14.1), umplută cu apă (petrol) în care este scufundat un clopot

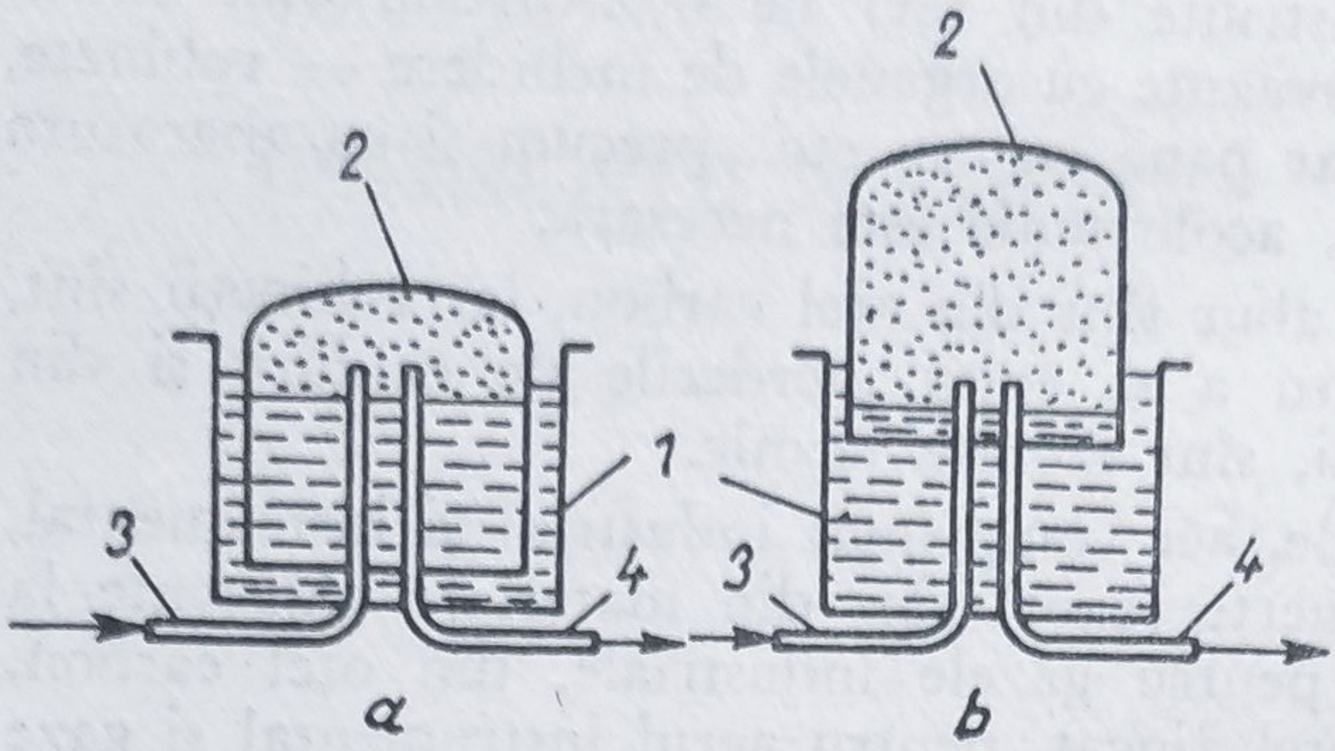


Fig. 14.1. Gazometru umed: *a* – gol; *b* – cu gaze.

cilindric cu capac bombat *2*, cu un diametru ceva mai mic decît al cuvei (spre a se putea efectua translaţiile pe verticală ale clopotului).

Sub clopot intră conducta *3* de aducţiune a gazului şi conducta *4* de evacuare a acestuia.

Cînd clopotul nu conţine gaze se cufundă complet în cuvă, iar cînd se introduc gazele în ele, se ridică la o anumită înălţime.

Ghidajul clopotului se face prin role, fixate la partea de sus a clopotului, care se mişcă pe bare fixate de cuvă.

Capacitatea de înmagazinare a gazometrelor umede este de ordinul sutelor de mii de m^3.

Gazometrul uscat este construit dintr-un vas circular (poligonal) în interiorul căruia se deplasează un disc, care se etanşează pe peretele interior al vasului, printr-o placă din material elastic sau garnituri de cauciuc de tipul segmenţilor pistoanelor.

Discul mobil este prevăzut cu un jgheab, în care se găseşte ulei ce udă marginea discului, pentru a se îmbunătăţi etanşeitatea.

Acest tip de gazometru este pentru capacităţi mai mici, pînă la 10 000 m^3.

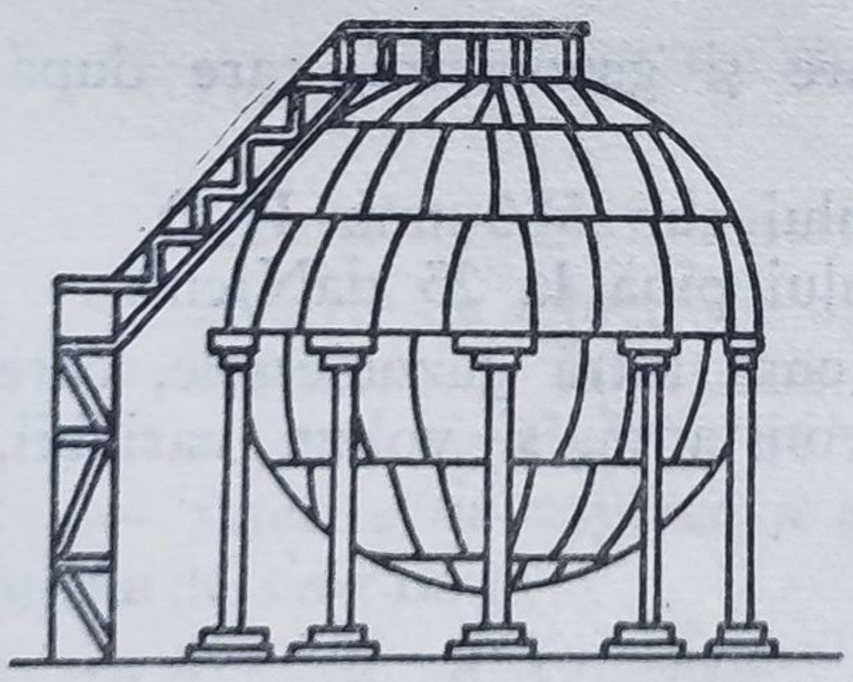


Fig. 14.2. Rezervor sferic pentru gaze.

Rezervoarele de presiune înaltă, pot fi cilindrice: orizontale sau verticale sau sferice (fig. 14.2) cu volum pînă la 30 000 m^3.

Rezervoarele sferice prezintă următoarele avantaje:

— volum maxim la o suprafaţă minimă de tablă metalică;

— grosimea peretelui este jumătate din grosimea peretelui rezervoarelor cilindrice pentru aceleaşi presiuni şi diametre;

— stabilitate la vînt.

b. Depozitarea lichidelor

Lichidele se depozitează în rezervoare cilindrice verticale sau orizontale, paralelipipedice sau sferice. Ele pot fi cu presiune hidrostatică (coloana de lichid) sau sub presiune.

În figura 14.3 se prezintă un depozit de amoniac lichid anhidru.

Amoniacul lichid anhidru din cisterna de transport, cîntărită pe podul basculă poziţia *1* (la începutul şi sfîrşitul descărcării), cu ajutorul pompei centrifuge *2*, este transvazat în rezervorul de stocaj *3*.

Pentru ca amoniacul lichid anhidru să poată intra în rezervorul de stocaj, acesta este egalizat printr-o conductă la partea superioară, cu spaţiul de gaze din cisternă.

Pentru determinarea consumului de amoniac gazos (obţinut prin detenta celui lichid) la partea superioară a rezervorului) dirijat la diverşi consumatori, pe conducta de amoniac gazos se prevede o buclă de reglare şi măsură a debitului, exprimat în kg/h.

Presiunea amoniacului lichid în cisternă şi rezervoare este funcţie de temperatură:

Temperatura °C	0	20	30	35	40	45
Presiunea daN/cm²	3	8	11	13	15	17

Pentru a se preveni creşterea temperaturii în rezervor peste 45°C, rezervoarele de amoniac amplasate în aer liber sînt izolate termic, prevăzute cu o copertină sau stropite cu apă.

În orice caz, rezervoarele sînt prevăzute cu supape de siguranţă, rezervorul fiind proiectat la o presiune de încercare de 28,75 daN/cm² presiunea de lucru, fiind de maximum 23 daN/cm².

Bazine de decantare şi neutralizare. Pentru depozitarea apelor reziduale, înainte de a fi evacuate în emisar (rîuri) se folosesc batalurile, haldele de şlam, care sînt rezervoare de capacitate mare (milioane de m³), cu înălţimea mică în raport cu lungimea şi lăţimea (sau diametru). Pentru ca lichidele evacuate în bataluri să nu pătrundă în pînza de apă freatică, interiorul acestora e căptuşit cu argilă sau folii de polietilenă.

c. Depozitarea materialelor solide

Materialele sub formă de pulberi se depozitează în buncăre, silozuri, saci de hîrtie sau polietilenă. Ele nu se pot depozita în încăperi din cauza prafului ce se degajă la manipulare.

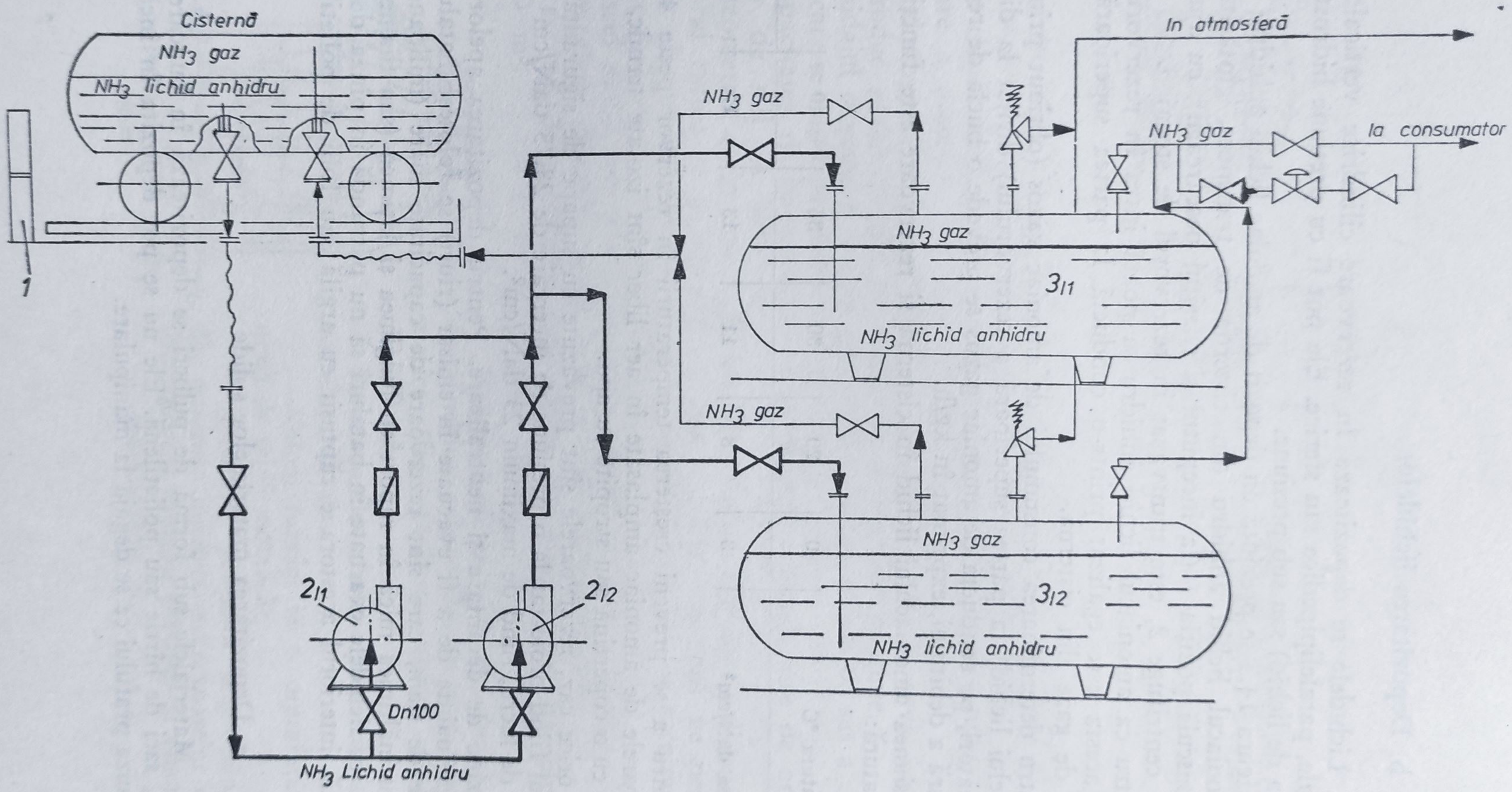


Fig. 14.3. **Depozitul de amoniac lichid anhidru.**

Materialele sub formă de granule de 1—3 cm, precum şi sub formă de bulgări de la 4—20 cm se pot păstra în vrac în depozite acoperite sau neacoperite.

Depozitele pentru materialele în vrac pot fi:

— platforme în aer liber;
— şoproane acoperite;
— magazii, încăperi închise;
— buncăre şi silozuri (fig. 14.4).

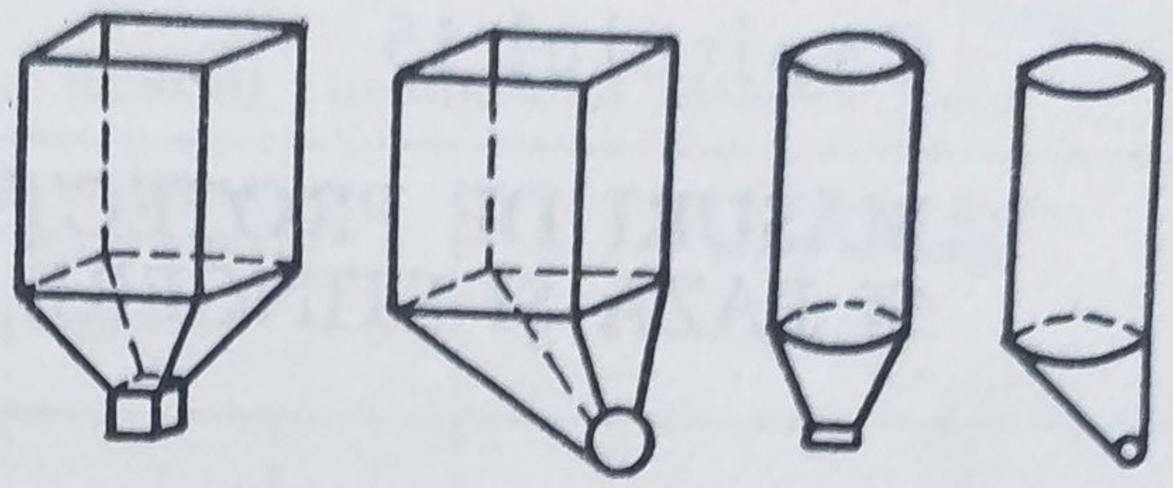


Fig. 14.4. **Diverse tipuri de buncăre şi silozuri.**

Buncărele sînt pentru capacităţi mici şi au secţiunea circulară sau poligonală.

Silozurile se folosesc pentru cantităţi mari de materiale depozitate (de ordinul a mii de m^3).

4. *Instalaţii electrice de forţă şi lumină*

Instalaţiile electrice de forţă şi lumină cuprind:

— staţiile de transformare a curentului electric de la tensiunea înaltă la tensiunea medie, notate de exemplu 60/6 kV, 30/6 kV, 15/6 kV;
— reţelele de distribuţie de tensiune înaltă şi medie;
— staţiile de transformare de 6/0,4 kV cu celulele electrice;
— reţelele de distribuţie de joasă tensiune la receptori;
— tablourile electrice;
— reţelele electrice de iluminat în 220 V;
— reţelele de iluminat de siguranţă;
— reţelele de curenţi slabi (telefonie, radioficare, ceasoficare, interfon).

Reţelele sînt prevăzute cu aparatura de protecţie, de măsură (contoare) necesare.

Capitolul 15

MĂSURI DE PROTECŢIE A MUNCII ŞI PAZĂ ŞI STINGERE A INCENDIILOR

La elaborarea proceselor tehnologice şi la proiectarea utilajelor şi a instalaţiilor din industria chimică se va ţine seama de caracteristicile nocive şi de comportarea periculoasă a materiilor prime şi finite, atît în condiţiile normale de lucru cît şi în cazurile de deranjamente de fabricaţie.

Prin măsuri de protecţie a muncii şi de tehnică a securităţii muncii se înţelege totalitatea măsurilor ce trebuie luate pentru a se evita pericolul din instalaţii.

Principalele pericole în cadrul industriei chimice sînt:

— degajările de substanţe toxice: gaze, vapori, praf;

— incendiile datorită inflamabilităţii propriu-zise şi datorită autoaprinderii;

— exploziile cauzate de amestecuri explozive, de autodescompuneri explozive, de funcţionarea sub presiune, de lucru cu explozivi;

— reacţiile secundare periculoase;

— polimerizările spontane, necontrolate;

— operaţiile cu lichide agresive, arsurile chimice;

— influenţa temperaturii;

— degajările importante de căldură;

— zgomotele şi trepidaţiile;

— eforturile însemnate;

— umiditatea crescută;

— degajările de substanţe rău mirositoare;

— elementele mobile periculoase ale utilajelor (accidente mecanice);

— acţiunea curentului electric (electrocutării).

Concentraţiile maxime admisibile în aerul atmosferic al zonei de lucru a muncitorilor sînt date în tabela 15.1.

Tabela 15.1

Concentraţiile maxime admise în aerul atmosferic al zonei de lucru

Extrem de periculoase conc. max. admisă $< 1 \frac{mg}{m^3}$		Foarte periculoase conc. max. admisă $1-10 \frac{mg}{m^3}$		Periculoase. conc. max. admisă $> 10 \frac{mg}{m^3}$	
A. Gaze şi vapori					
– HCN şi săruri	0,3	– HNO_3	10	– amoniac	20
– brom	0,7	– HBr	10	– benzină,	
– fluor	0,1	– HCl	10	petrol lampant,	
– fosfor galben	0,03	– HF	1	uleiuri minerale	300
– fosgen	0,5	– acid fosfo-		– bioxid de	
		foric +	1	carbon	10 000
		anhidridă		– oxid de carbon	30
– mercur	0,1	– acid sulfuric +			
		anhidridă	2		
– ozon	0,1	– dioxid de clor	10		
		– dioxid de sulf	10		
		– clor	1		
		– hidrogen sul-			
		furat	10		
		– sulfură de			
		carbon	10		
B. Aerosoli					
– anhidridă					
cromică	0,1	– arsenic	9,5		
– lindan	0,05				
– nicotină	0,5				
– sodă caustică	0,5				
C. Pulberi minerale		– pulbere de			
		cărbune	4		
		– pulberi mine-			
		rale, ciment,			
		argilă	6		
		– pulberi apatită	5		
		– pulberi silicaţi	4		

A. MĂSURI DE PROTECŢIE A MUNCII

Reactoarele şi aparatele din care pot avea loc degajări de gaze sau vapori toxici sau praf vor fi puse sub depresiune, dacă prin aceasta nu se influenţează în mod evident negativ asupra bunei desfăşurări a procesului de fabricaţie.

Gazele, vaporii şi praful nu vor fi date în atmosferă, ci vor fi captate. Ele vor fi tratate prin procedee adecvate de neutralizare, chemosorbţie, adsorbţie, ardere etc.

Pentru încărcarea și descărcarea substanțelor deosebit de toxice și pentru luarea probelor, instalațiile se vor proiecta astfel încît să se evite contactul operatorilor cu aceste substanțe.

La vehicularea substanțelor gazoase și lichide deosebit de toxice în cantități mari este obligatorie mecanizarea și automatizarea operațiilor.

Transportul în cantități mari a substanțelor toxice solide se va efectua mecanizat.

Se va da precădere alegerii unor materiale de etanșare corespunzătoare pentru reactoarele, aparatele și conductele în care se lucrează cu substanțe toxice și corosive.

Se vor prevedea aparate portabile de detectare rapidă a substanțelor toxice și explozive, respectîndu-se în atmosfera de lucru concentrațiile maxime de substanțe toxice și explozive admise.

Sînt interzise sursele de alimentare cu apă potabilă în secțiile în care se lucrează cu substanțe foarte toxice (cianuri, mercur, anhidriră arsenică, fosfor alb).

Este interzisă evacuarea în aceeași rețea a apelor care pot da reacții periculoase (de exemplu: sulfuri cu acizi minerali, cianuri împreună cu acizi).

Reactoarele în care se introduc lichide inflamabile sau ai căror vapori formează cu aerul amestecuri explozive, vor avea conductele de umplere prelungite pînă în apropierea fundului aparatelor respective, pentru evitarea descărcărilor periculoase de electricitate statică și evitarea măririi suprafeței de vaporizare.

Vitezele de curgere în conducte ale fluidelor ce prezintă pericol de incendiu sau explozie se vor limita la:

— 2 m/s, pentru lichide inflamabile;
— 12 m/s, pentru gaze explozive;
— 5—8 m/s, pentru acetilenă.

Conductele pentru transportul acestor fluide vor fi netede în interior.

La rezervoarele cu lichide inflamabile se va prevedea posibilitatea introducerii de gaz inert, în spațiul de vapori al rezervoarelor sau crearea unei pelicule impermeabile la suprafața de separare lichid-gaz.

Pentru golirea reactoarelor care lucrează cu substanțe inflamabile sau cu pericol de explozie nu se va prevedea suflarea cu aer.

La proiectarea reactoarelor chimice, în proiecte se includ și normele de protecție și de tehnică a securității muncii.

B. MĂSURI DE PAZĂ ŞI STINGEREA INCENDIILOR

1. Generalităţi

Clădirile şi instalaţiile cu orice destinaţie se proiectează şi se dotează cu mijloace de pază contra incendiului şi se exploatează din acest punct de vedere, în conformitate cu: „Normativul Republican pentru proiectarea şi executarea construcţiilor din punctul de vedere al prevenirii incendiilor".

După gradul de rezistenţă la foc, care reprezintă capacitatea unei construcţii de a rezista la solicitările termice şi mecanice produse în timpul şi din cauza incendiilor, clădirile se clasifică, conform tabelei 15.2, în cinci clase (grade).

În această tabelă se indică condiţiile minime privind combustibilitatea şi limita de rezistenţă la foc, pe care trebuie să le îndeplinească principalele elemente ale unei construcţii pentru încadrarea sa într-un anumit grad de rezistenţă la foc.

Pentru ca un element să corespundă în tabelă la un anumit grad, trebuie să se respecte ambele condiţii (atît cea privind combustibilitatea cît şi cea referitoare la limita de rezistenţă la foc).

Gradul de rezistenţă la foc al construcţiei sau al unui compartiment de incendiu, este determinat de elementul său cu cea mai defavorabilă încadrare în tabelă.

În clădirile de gradul II de rezistenţă la foc, în care cantitatea de materiale combustibile este mică şi distribuită astfel încît să nu pericliteze stabilitatea construcţiei, se admite ca pe baza unui calcul justificat, efectuat de proiectant, să se reducă proporţional limita de rezistenţă la foc a pereţilor, planşeelor şi stîlpilor, fără însă ca aceasta să fie mai mică de 15 min.

Sarcina termică nu trebuie în nici un caz să depăşească 420 000 kJ/m^2, respectiv 210 000 kJ/m^2 pentru clădiri cu săli aglomerate.

După categoria de pericol de incendiu, încăperile, secţiile şi clădirile de producţie şi depozitare, precum şi instalaţiile tehnologice, se clasifică în următoarele cinci categorii:

— *Categoria A* — cuprinde încăperile şi secţiile în care se utilizează, prelucrează, manipulează sau depozitează:

— substanţe a căror aprindere sau explozie poate să aibă loc în urma contactului cu oxigenul din aer sau cu apa;

— lichide cu temperatura de inflamabilitate a vaporilor pînă la 28°C, gaze sau vapori cu limita inferioară de explozie pînă la 10%, atunci cînd acestea pot forma cu aerul amestecuri explozive.

Tabela 15.2

Clasificarea clădirilor

Elemente principale ale construcției	Condiții referitoare la combustibilitatea și limita de rezistență la foc a elementelor, pentru clasificarea construcției, în gradul de rezistență la foc:					Observații
	I	II	III	IV	V	
Pereți portanți și autoportanți	Incombustibili 3 h	Incombustibili 2 h 30′	Incombustibili 2 h	Greu combustibili 25′	Combustibili —	
Pereți neportanți	Incombustibili 1 h	Incumbustibili 15′	Incumbustibili 15′	Greu combustibili 15′	Combustibili —	
Stîlpi	Incombustibili 3 h	Incombustibili 2 h 30′	Incombustibili 2 h	Greu combustibili 25′	Combustibili —	
Planșeele (inclusiv porțiunile dintre grinzi) — Grinzile scheletelor construcțiilor (cadrelor)	Incombustibile 1 h 30′	Incombustibile 1 h	Greu combustibile 45′	Greu combustibile 15′	Combustibile —	
— Grinzile și plăcile acoperișurilor terasă — Sarpanta și suportul învelitorii acoperișurilor fără pod, sau ale acoperișurilor cu pod al căror planșee are goluri neprotejate	Incombustibile 1 h	Incombustibile 15′	Greu combustibile 15′	Combustibile —	Combustibile	În clădiri cu pericol de explozie, limita de rezistență la foc a elementelor incombustibile ale acoperișurilor fără pod nu se normează

— *Categoria B* — cuprinde încăperile şi secţiile, în care:

— se utilizează, prelucrează, manipulează sau depozitează lichide cu temperatura de inflamabilitate a vaporilor cuprinsă între 28 şi 120°C, gaze sau vapori cu limita inferioară de explozie mai mare de 10%, atunci cînd acestea pot forma cu aerul amestecuri explozive;

— se degajă, în stare de suspensie, fibre, praf sau pulberi combustibile, în cantităţi ce pot forma cu aerul amestecuri explozive.

— *Categoria C* — cuprinde încăperile şi secţiile în care se utilizează, manipulează, prelucrează sau depozitează:

— substanţe şi materiale combustibile solide;

— lichide cu temperatura de inflamabilitate a vaporilor peste 120°C.

— *Categoria D* — cuprinde încăperile şi secţiile în care:

— se utilizează, prelucrează, manipulează sau depozitează, substanţe sau materiale incombustibile în stare fierbinte, topită sau incandescentă cu degajări de căldură radiantă, flăcări sau scîntei;

— substanţe solide, lichide sau gazoase ce ard în calitate de combustibil.

— *Categoria E* — cuprinde încăperile şi secţiile în care se utilizează, prelucrează, manipulează sau depozitează substanţe sau materiale incombustibile în stare rece sau materiale combustibile, în stare de umiditate înaintată, astfel ca posibilitatea aprinderii acestora să fie exclusă.

Stabilitatea categoriei de pericol de incendiu se face de către organizaţiile de proiectări din Republica Socialistă România, pe proprie răspundere.

Clădirile de locuit, administrative, social-culturale şi civile auxiliare industriei nu se clasifică în categorii de pericol de incendiu.

Atelierele de producţie şi de întreţinere, în încăperile de depozitare şi laboratoarele din aceste construcţii se încadrează în categorii de pericol de incendiu, pentru stabilirea alcătuirii constructive, compartimentării faţă de restul construcţiei şi stabilirea condiţiilor privind instalaţiile.

În scopul opririi propagării incendiilor, construcţiile se împart în compartimente de incendiu prin pereţi (zone) antifoc, iar în interiorul acestora se prevăd elemente de întîrziere a propagării incendiilor (planşee şi pereţi rezistenţi la foc).

Încăperile şi secţiile cu pericol de explozie se compartimentează faţă de restul construcţiei prin pereţi rezistenţi la explozie.

Protecţia golurilor din elementele de compartimentare împotriva propagării incendiilor se face prin uşi, obloane, cortine speciale şi prin încăperi tampon, sau tambure deschise.

2. *Instalaţii pentru stingerea incendiilor*

Instalaţiile de stingere, substanţele stingătoare ce pot fi folosite, precum şi utilajele şi materialele tehnice de luptă contra incendiilor se stabilesc în funcţie de: importanţa, destinaţia, amplasarea, dimensiunile şi gradul de rezistenţă la foc a construcţiilor, precum şi de natura, cantitatea şi caracteristicile materialelor care se prelucrează, manipulează sau se depozitează.

a. Substanţe stingătoare

Apa poate fi folosită la stingerea incendiilor sub formă de jeturi compacte, dispersată în picături sau pulverizată.

Apa sub formă de jeturi compacte se poate utiliza la stingerea incendiilor de: materiale combustibile solide (lemn, ţesături, hîrtie etc.), lichide combustibile, care se amestecă cu apa (alcool, acetonă etc.), gaze (conducte de gaze, rezervoare de gaze);

Jeturile compacte pot fi obţinute cu ajutorul ţevilor de refulare alimentate de la hidranţii de incendiu sau de la pompele mobile de incendiu.

Apa dispersată în picături se utilizează la stingerea materialelor combustibile solide (în special cele fibroase); ea se poate realiza cu ţevi de refulare speciale, mobile, sau prin instalaţii fixe (sprinklere şi drencere).

Apa pulverizată se utilizează la stingerea incendiilor de: materiale combustibile solide, atunci cînd există posibilitatea de apropiere de zonele de ardere; lichide insolubile în apă, cu temperaturi de inflamabilitate a vaporilor mai mari decît 60°C; gaze ce se scurg la presiuni reduse, prin orificii sau neetanşeităţi, instalaţii electrice (gospodării de cabluri, transformatoare etc.) în condiţiile prevăzute în normele specifice.

Apa pulverizată se poate realiza cu ţevi, pulverizatoare mobile sau cu pulverizatoare fixe.

Aburul se utilizează prin jeturi de abur la substanţe solide sau lichide cu suprafaţă redusă, precum şi la gaze care se scurg prin orificii, prin inundarea cu abur a spaţiilor închise sau a rezervoarelor cu volum limitat.

Spuma chimică şi spuma mecanică se pot utiliza la stingerea incendiilor de materiale combustibile solide, care nu reacţionează cu învelişul lichid al bulelor spumei, lichide combustibile care nu distrug învelişul de lichid al bulelor, gaze care se scurg cu presiuni reduse, prin orificii mici.

De regulă, spuma se foloseşte la stingerea incendiilor de lichide combustibile şi la stingerea incendiilor de materiale solide, maşini şi instalaţii, la care apa nu este eficace sau la care poate să provoace pagube mari.

Dioxidul de carbon poate fi utilizat la stingerea oricăror feluri de incendii, cu excepţia celor de substanţe care ard în mediu inert. (În loc de CO_2 în anumite cazuri se poate folosi azotul sau gazele de ardere etc.).

Pulberile stingătoare se pot utiliza la stingerea incendiilor de materiale solide, lichide sau gazoase. Sînt indicate în special la aparatura electrică sub tensiune sau atunci cînd alte substanţe stingătoare pot da reacţii periculoase.

Pulberile nu pot fi utilizate în cazurile în care pot provoca deteriorări importante aparaturii sensibile la praf (calculatoare, climatizări, centrale telefonice automate etc.).

b. Instalaţii de stingere

Instalaţiile de stingere a incendiilor pot fi: fixe, semifixe sau mobile.

Instalaţiile fixe vor fi prevăzute cu acţionare automată, atunci cînd datorită pericolului mare de incendiu sau cerinţelor de securitate a oamenilor şi bunurilor, este necesară o intervenţie rapidă în caz de incendiu. Instalaţiile, automate trebuie să fie prevăzute şi cu posibilitatea acţionării manuale în caz de incendiu.

Hidranţii de incendiu interior, se prevăd în toate clădirile cu excepţia celor menţionate în normativ.

Tot în normativ se indică debitele minime şi numărul jeturilor simultane pentru hidranţii interiori.

Hidranţii interiori vor fi amplasaţi în locuri vizibile şi uşor accesibile în caz de incendiu. Montarea sprinklerelor este obligatorie în morile de măcinare a cerealelor de 30 t şi mai mult de 24 h, în secţiile de tîmplărie (croit, prelucrare la maşini, vopsitorie, finisaj, magazie) cu suprafaţa desfăşurată de 2 000 m^2 şi mai mult, în secţiile de confecţionare a modelelor de lemn cu o suprafaţă desfăşurată de 1 000 m^2 şi mai mult, la dispozitivele pentru modele de lemn, cu o suprafaţă desfăşurată de 300 m^2 şi mai mult (idem depozite de vată, bumbac, lînă, mătăsuri, tricotaje, textile, în secţiile de fabricare a celuloidului, a filmelor cinematografice etc.

În normativ se indică numărul sprinklerelor.

Drencerele pentru stingerea incendiilor vor fi utilizate în garaje cu mai mult de 50 autovehicule, hangare, platouri de filmare etc.

Hidranţii exteriori şi bazinele se prevăd la construcţiile şi instalaţiile industriale, conform specificaţiilor din normativ, la debitele şi presiunile indicate.

Întreprinderile industriale sînt dotate cu instalaţii de semnalizare a incendiilor, cu pavilioane de pază contra incendiilor dotate cu maşini de pompieri şi personal specializat pentru a interveni prompt în caz de necesitate.

Capitolul 16

CALCULUL (PROIECTAREA) UNUI REACTOR DIN INDUSTRIA CHIMICĂ

1. *Generalităţi*

Proiectarea instalaţiilor din industria chimică are drept scop determinarea dimensiunilor acestora, a consumurilor specifice de materii prime, auxiliare şi utilităţi, a randamentelor de fabricaţie şi în final a costului produsului care să-l facă competitiv pe piaţa internă şi externă.

Proiectarea este complexă şi cuprinde toate categoriile de lucrări:

— dimensionarea tehnologică a utilajelor (aparatelor, reactoarelor);
— dimensionarea mecanică a utilajelor;
— arhitectură şi construcţii pentru clădiri;
— reţele de conducte tehnologice, termice, apă şi canalizare;
— reţele electrice de forţă, lumină, curenţi slabi, staţii de transformare, camere electrice;
— instalaţii de încălzire şi ventilaţie;
— instalaţii de măsură, control şi automatizare;
— instalaţii de tratări ape industriale, potabile, menajere;
— drumuri, alei, căi ferate, împrejmuiri, porţi, spaţii verzi;
— laboratoare chimice;
— ateliere mecanice, electrice, de aparatură de măsură, control şi reglare;
— organizarea de şantier;
— normele de tehnica securităţii muncii şi pază contra incendiilor;
— necesarul de piese de schimb;
— instrucţiuni de exploatare;
— devize şi deviz general;
— partea economică şi preţul de cost.

Pe măsura adîncirii soluţiilor, proiectarea cuprinde următoarele faze:

— Nota de comandă tehnologică şi nota de comandă de construcţii şi instalaţii.
— Proiectul de execuţie.
— Detaliile de execuţie.

Capitolul 16

CALCULUL (PROIECTAREA) UNUI REACTOR DIN INDUSTRIA CHIMICĂ

1. *Generalităţi*

Proiectarea instalaţiilor din industria chimică are drept scop determinarea dimensiunilor acestora, a consumurilor specifice de materii prime, auxiliare şi utilităţi, a randamentelor de fabricaţie şi în final a costului produsului care să-l facă competitiv pe piaţa internă şi externă.

Proiectarea este complexă şi cuprinde toate categoriile de lucrări:

— dimensionarea tehnologică a utilajelor (aparatelor, reactoarelor);
— dimensionarea mecanică a utilajelor;
— arhitectură şi construcţii pentru clădiri;
— reţele de conducte tehnologice, termice, apă şi canalizare;
— reţele electrice de forţă, lumină, curenţi slabi, staţii de transformare, camere electrice;
— instalaţii de încălzire şi ventilaţie;
— instalaţii de măsură, control şi automatizare;
— instalaţii de tratări ape industriale, potabile, menajere;
— drumuri, alei, căi ferate, împrejmuiri, porţi, spaţii verzi;
— laboratoare chimice;
— ateliere mecanice, electrice, de aparatură de măsură, control şi reglare;
— organizarea de şantier;
— normele de tehnica securităţii muncii şi pază contra incendiilor;
— necesarul de piese de schimb;
— instrucţiuni de exploatare;
— devize şi deviz general;
— partea economică şi preţul de cost.

Pe măsura adîncirii soluţiilor, proiectarea cuprinde următoarele faze:

— Nota de comandă tehnologică şi nota de comandă de construcţii şi instalaţii.
— Proiectul de execuţie.
— Detaliile de execuţie.

Pentru unităţile noi se întocmeşte un studiu de amplasament alegîndu-se localitatea care prezintă cele mai mari avantaje economice şi sociale.

2. *Dimensionarea tehnologică*

Dimensionarea tehnologică se efectuează pe baza calculelor chimice, luînd în considerare reacţiile chimice, vitezele de reacţie, vitezele volumetrice, timpii de contact, randamentele de fabricaţie şi parametrii optimi stabiliţi prin procesul tehnologic omologat, elaborat de Institutul de Cercetări Chimice sau alte organizaţii de cercetare.

Pe baza acestor calcule se stabilesc bilanţurile de materiale şi bilanţurile energetice (termice) pe tona de produs finit, care împreună cu criteriile de similitudine conduc la dimensionarea tehnologică a utilajului (reactorului).

În funcţie de capacitatea instalaţiei, a debitelor orare, a vitezelor de reacţie, a vitezelor volumetrice şi a timpilor de contact, se determină volumul fiecărui reactor (utilaj) în parte.

În mod practic se caută ca să se realizeze capacitatea de producţie în cît mai puţine reactoare, ceea ce conduce la economii mari de metal şi la un cost cît mai scăzut al produsului finit.

3. *Tema de calcul tehnologic*

Să se dimensioneze tehnologic reactorul din instalaţia de carbonatoare-precipitare de $NaHCO_3$, în vederea obţinerii prin calcinare a sodei calcinate. Se consideră:

a) Capacitatea instalaţiei . . . . . 200 000 t/an;
exprimată în Na_2CO_3 de 98%
b) Calitatea sodei calcinate: conform STAS 99—76
c) Tehnologia: Se va lua în considerare procedeul amoniacal de obţinere a sodei calcinate, în conformitate cu schema de principiu (fig. 16.1), şi schema tehnologică (fig. 16.2).
d) Concentraţia gazelor introduse la baza reactorului (coloanei de carbonatare-precipitare) . . . . . 70% CO_2
e) Concentraţia gazelor introduse la mijlocul reactorului . . . . 38% CO_2
f) Randamentul de transformare a NaCl:
74% la coloane;
72% la filtrare.

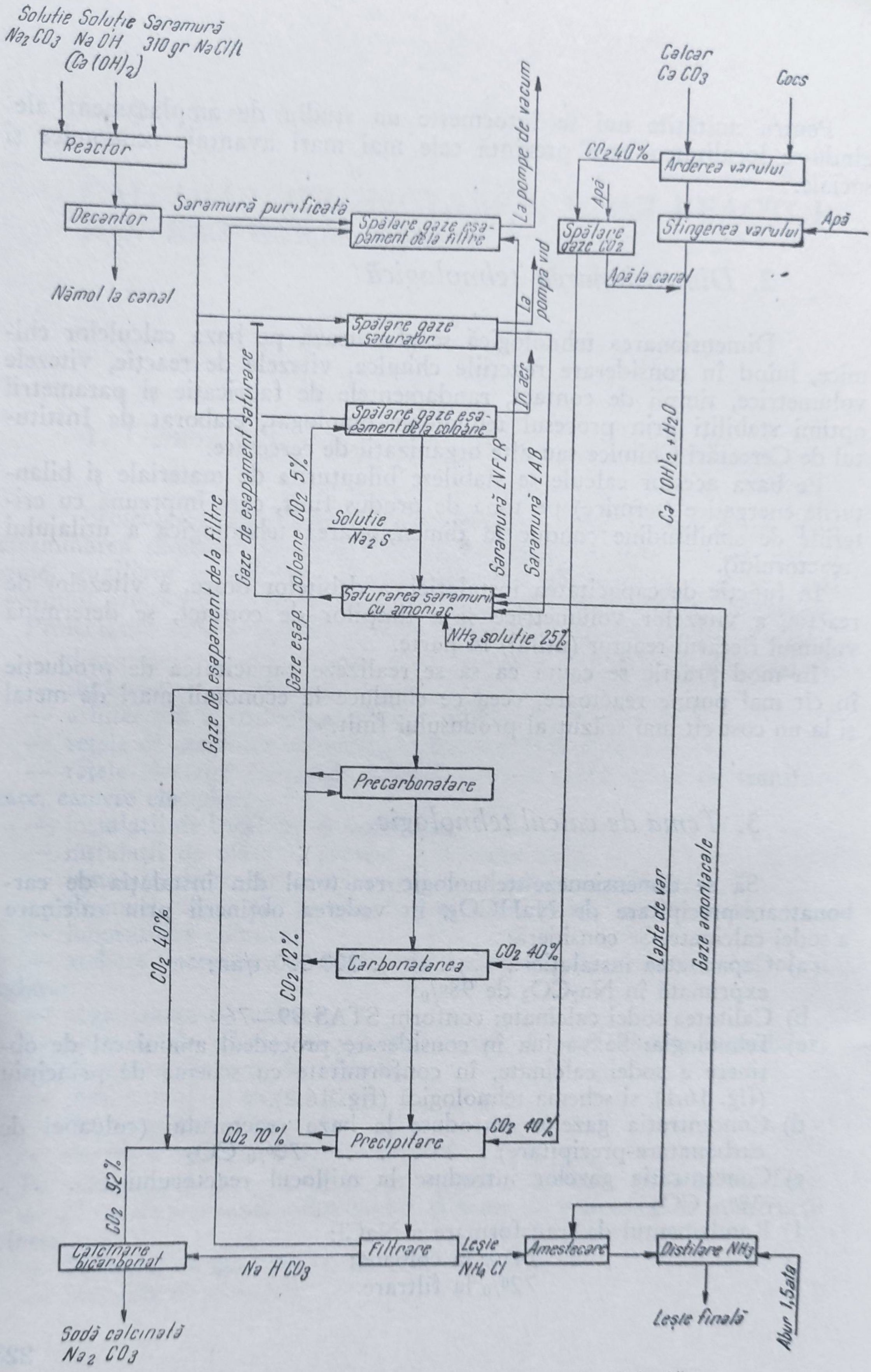


Fig. 16.1. Schema de principiu pentru sodă calcinată

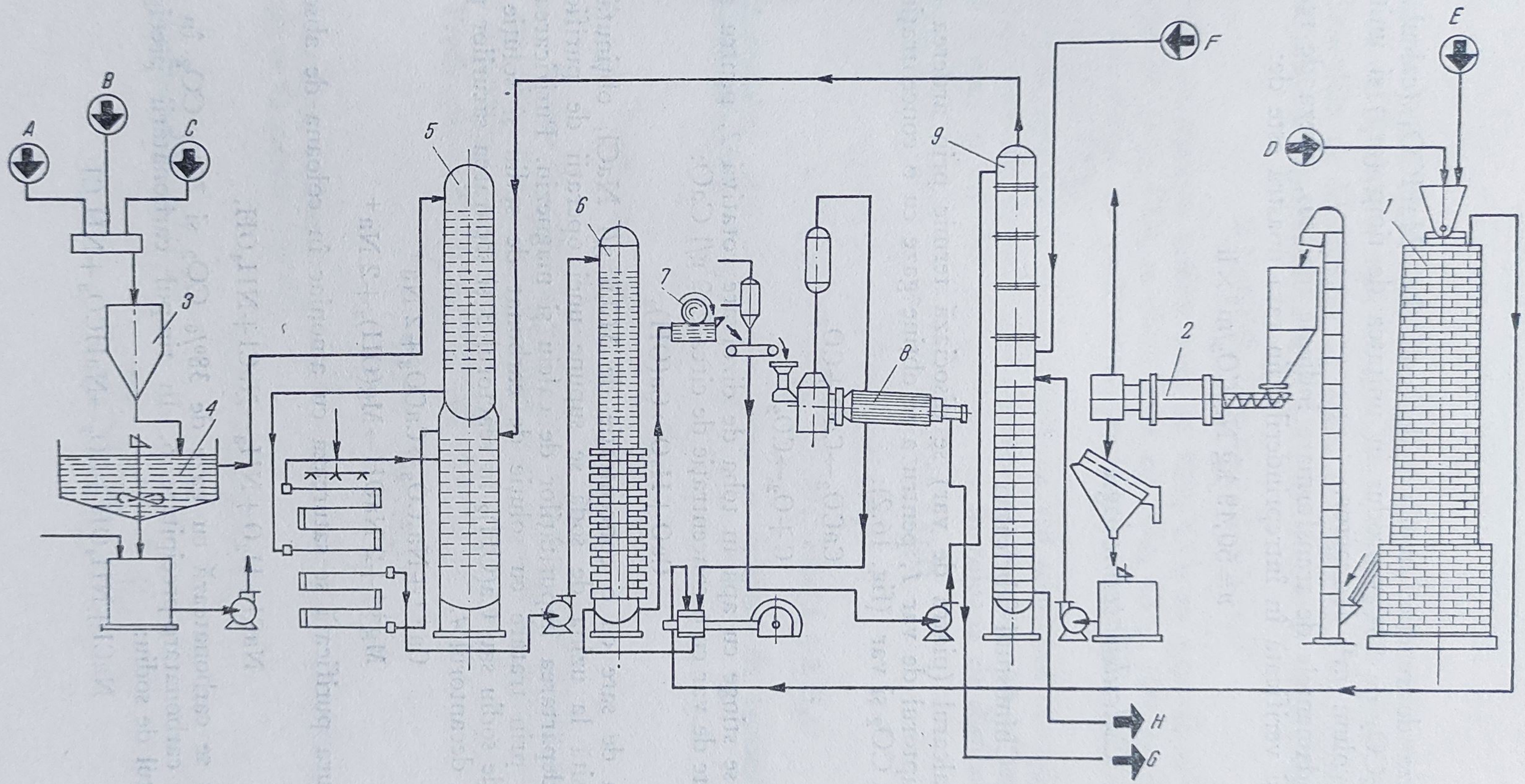


Fig. 16.2. Schema tehnologică de fabricare a sodei calcinate:
A — saramură; *B* — sodă calcinată soluție; *C* — lapte de var sau sodă caustică soluție; *D* — piatră de var; *E* — cocs (sau gaz metan); *F* — amoniac; *G* — sodă calcinată; *H* — leșie finală.

g) viteza de reacţie: numărul de moli (kg) $NaHCO_3$ (calculat în Na_2CO_3 de 98%) produs în unitatea de timp (oră) şi unitatea de volum (m^3) de reactor.

La randamentele de transformare indicate mai sus, viteza de reacţie calculată şi verificată în întreprinderile din ţara noastră este de:

$$v = 50{,}49 \text{ kg } Na_2CO_3/m^3 \times h$$

4. *Calculul tehnologic*

a. Chimismul fabricaţiei

Calcarul (piatra de var) se disociază termic prin arderea cocsului în cuptorul de var *1*, pentru a se obţine gaze cu o concentraţie de circa 38% CO_2 şi var (fig. 16.2):

$$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$$

$$C + O_2 \rightarrow CO_2$$

Varul se stinge cu apă în toba de dizolvare rotativă *2*, pentru a se obţine lapte de var cu o concentraţie de circa 280 g/l CaO:

$$CaO + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2$$

Soluţia de sare cu o concentraţie de 310,5 g/l NaCl, obţinută la salină, sosită la uzina de sodă se supune unei operaţii de purificare pentru îndepărtarea impurităţilor de calciu şi magneziu. Purificarea se realizează prin tratare cu soluţie de carbonat de sodiu şi soluţie de hidroxid de sodiu sau $Ca(OH)_2$ în reactorul *3* şi separarea sărurilor precipitate în decantorul *4:*

$$Ca^{++} + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 + 2\ Na^+$$

$$Mg^{++} + 2\ NaOH \rightarrow Mg(OH)_2 + 2\ Na^+$$

Saramura purificată se saturează cu amoniac în coloana de absorbţie *5:*

$$NaCl + H_2O + NH_3 \rightarrow NaCl + NH_4OH,$$

după care se carbonatează cu gaze de 38% CO_2 şi 70% CO_2 în coloana de carbonatare-precipitare *6*. În timpul carbonatării precipită bicarbonatul de sodiu:

$$NaCl + NH_4OH + CO_2 \rightarrow NaHCO_3 + NH_4Cl$$

Suspensia de cristale de bicarbonat de sodiu se trece pe filtrul rotativ cu vid 7, unde se separă bicarbonatul de sodiu de leşie.

Cristalele de bicarbonat de sodiu se introduc în calcinatorul rotativ 8, unde se transformă în sodă calcinată şi gaze de 92% CO_2:

$$2\,NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O$$

Prin amestecarea acestor gaze de 92% CO_2 cu gaze de la cuptoarele de var de 38% CO_2 se obţin gaze cu 70% CO_2, care se introduc la baza coloanelor de carbonatare-precipitare, la mijloc introducîndu-se gaze cu 38% CO_2.

Soluţia separată la filtrul rotativ cu vid conţinînd clorură, carbonat şi bicarbonat de amoniu se încălzeşte pentru recuperarea amoniacului labil şi apoi se tratează cu lapte de var în coloana de distilare 9:

$$(NH_4)_2CO_3 \rightarrow 2\,NH_3 + CO_2 + H_2O$$

$$NH_4HCO_3 \rightarrow NH_3 + CO_2 + H_2O$$

$$2\,NH_4Cl + Ca(OH)_2 \rightarrow 2\,NH_3 + CaCl_2 + 2\,H_2O$$

Amoniacul rezultat se reintroduce în circuitul de fabricaţie în coloana de absorbţie.

b. Producţia orară

Uzina de sodă va funcţiona continuu 334 zile/an, a 24 h, în trei schimburi a 8 h; 31 zile reprezintă perioade de oprire pentru reparaţii şi curăţire.

Producţia medie de carbonat de sodiu va fi:

$$\frac{200\,000}{324} = 600 \text{ t/zi}$$

Luînd un coeficient de neuniformitate de 1,05, capacitatea de producţie se va proiecta pentru:

$$600 \times 1{,}05 = 630 \text{ t/zi}$$

Producţia orară va fi:

$$\frac{630}{24} = 27 \text{ t/h}$$

c. Bilanţul de materiale al coloanei de carbonatare-precipitare — poziţia 6 —

Bilanţul de materiale se întocmeşte pentru o tonă de carbonat de sodiu — sodă calcinată — cu compoziţia (STAS 99-76):

— Na_2CO_3 . . . . . minimum 98%;
— NaCl . . . . . maximum 1%;
— oxizi de fier . . . . . 0,003—0,015%;
— pierderi la calcinare . . . . . maximum 0,3%;
— substanţe insolubile+sulfat . . . . . maximum 0,5%.

Randamentul de transformare a NaCl în $NaHCO_3$ este de 74% la coloanele de precipitare şi de 72% la filtrele rotative (se pierde 2% prin spălarea $NaHCO_3$).

d. Bilanţul clorurii de sodiu (NaCl)

Teoretic un mol de Na_2CO_3 rezultă din doi moli de NaCl:

$$2\,NaCl+2\,CO_2+2\,NH_3+2\,H_2O\rightarrow 2\,NaHCO_3+2\,NH_4Cl$$

$2\times 58,5$

$$2\,NaHCO_3\rightarrow Na_2CO_3+CO_2+H_2O$$

106

Consumul teoretic de NaCl pentru o tonă de sodă cu 98% Na_2CO_3 este:

$$G_1=\frac{2\times 58,5}{106}\times 1\,000\times\frac{98}{100}=1\,082\ kg$$

Ţinînd seama de randamentul de precipitare a $NaHCO_3$ 74% şi de randamentul la filtrare 72%, consumul devine:

$$G_2=1\,082\times\frac{100}{72}=1\,503\ kg.$$

La acest consum se adaugă diferitele pierderi de sare:
— cu nămolul la purificarea saramurii;
— la descompunerea amestecului de $NaHCO_3+NH_4Cl$ în coloana mică de distilare şi în încălzitorul de leşie de filtru;
— la calcinare şi ambalarea sodei.

Toate aceste pierderi se ridică la circa 47 kg pe tona de sodă.
Deci, consumul practic de NaCl pe tona de sodă va fi:

$$G=1\,503+47=1\,550\ kg$$

e. Bilanţul dioxidului de carbon

Teoretic un mol de Na_2CO_3 rezultă dintr-un mol de CO_2:

$$\underset{44}{CO_2} \rightarrow \underset{106}{Na_2CO_3}$$

Consumul teoretic de CO_2 pentru o tonă de Na_2CO_3 de 98% este:

$$G_1 = \frac{44}{106} \times 1\,000 \times \frac{98}{100} = 407 \text{ kg}$$

La acest consum teoretic se adaugă pierderile de fabricaţie:

— cu gazele de la cel de-al doilea scruber spălător al gazelor de coloane (L.C.L.);

— cu gazele de la spălătorul de gaze de la filtre (L.V.F.L.R.);

— cu leşia ce iese din prevăruitor (P.L.M.);

— cu gazele şi praful de sodă de la calcinarea sodei şi de la instalaţia de ambalare-depozitare.

Toate aceste pierderi însumează circa 193 kg pe tona de sodă. Consumul practic de CO_2 100% va fi:

$$G = 407 + 193 = 600 \text{ kg}$$

Volumul gazului (CO_2) 100% în condiţii normale este:

$$V_1 = \frac{600}{44} \times 22{,}4 = 305 \text{ Nm}^3.$$

Volumul gazului de la cuptoarele de var cu 38% CO_2 va fi:

$$V_2 = 305 \times \frac{100}{38} = 803 \text{ Nm}^3/\text{t sodă}.$$

Gazele de la calcinatorul de sodă sînt în circuit închis şi reprezintă:

$$\underset{106}{2\,NaHCO_3} \rightarrow Na_2CO_3 + \underset{44}{CO_2} + H_2O;$$

$$G_2 = \frac{44}{106} \times 1\,000 \times \frac{98}{100} = 407 \text{ kg}$$

Volumul gazului cu 92% CO_2:

$$V = 407 \times \frac{22{,}4}{44} \times \frac{100}{92} = 225 \text{ Nm}^3.$$

Deci, în compresoare intră următoarea cantitate de gaze de CO_2:

$$803+225=1\,028 \text{ Nm}^3/\text{t sodă},$$

care se repartizează astfel:

215 Nm^3/t — gaz 38% CO_2 . . . . CB (carbonator)
420 Nm^3/t — gaz 38% CO_2 . . . . OB (mijlocul coloanei de precipitare)
393 Nm^3/t — gaz 70% CO_2 . . . . UB (baza coloanei de precipitare)
amestec gaze cu 38% cu gaz 92%)

f. Bilanţul amoniacului

Conţinutul de amoniac din saramura amoniacală care iese de la absorbţie şi intră la carbonatare este de:

$$102\times0,85\times6,00=520 \text{ kg/t de sodă},$$

în care:

102 este titrul amoniacului exprimat în DN/20;
0,85 — coeficientul de transformare a DN/20:

$$50\times\frac{17}{1\,000}=0,85;$$

6,00 — volumul de saramură amoniacală care iese din absorber (AB) pe tona de sodă, în m^3.

La fabricaţia sodei, după procedeul amoniacal, amoniacul este în circuit închis, recuperîndu-se din combinaţiile stabile prin tratare cu lapte de var în distilator (DS).

Amoniacul ce trebuie completat din afară reprezintă pierderile tehnologice cu fluidele ce ies din fabricaţie şi pierderile accidentale (spargeri de conducte, diverse neetanşeităţi etc.).

Pierderile totale de amoniac reprezintă circa 3 kg/t sodă şi constau din:

— pierderile cu gazele ce ies din spălătorul gazelor de filtre (L.V.F.L.R.), 0,100 kg;
— pierderile cu gazele ce ies din cel de-al doilea spălător de coloane (L.C.L.) 0, 600 kg;
— pierderile cu leşia ce iese de la distilarea amoniacului (D.T.) 1,300 kg;
— pierderile cu gazele ce se degajă la suprafaţa liberă 0,5 kg;
— pierderile accidentale (spargeri, ţevi răcite etc.) 0,5 kg;

Total 3,0 kg/t sodă

g. Bilanţul de materiale al coloanei de carbonatare-precipitare

În coloana de carbonatare-precipitare se introduc gaze cu 70% CO_2 la baza coloanei şi gaze cu 38% CO_2 la mijlocul coloanei:

Reacţiile de precipitare care au loc sînt următoarele:

$$NaCl + NH_4HCO_3 \rightarrow NaHCO_3 + NH_4Cl$$

$$Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow 2\,NaHCO_3$$

$$NaOH + CO_2 \rightarrow NaHCO_3$$

(Na_2CO_3 şi NaOH reprezintă excesul de reactivi de la purificarea saramurii).

Randamentul de transformare al clorurii de sodiu este de 74%.

a) Clorura de sodiu consumată:

$$\frac{1\,550 \times 74}{10} = 1\,147 \text{ kg}$$

b) Bicarbonatul de sodiu format:

$$NaCl + NH_4HCO_3 \rightarrow NaHCO_3 + NH_4Cl;$$

$$1\,147;\quad \frac{1\,147 \times 79}{58,5} = 1549;\quad \frac{1\,147 \times 84}{58,5} = 1\,647;\quad \frac{1\,147 \times 53,5}{58,5} = 1\,049;$$

$$Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow 2\,NaHCO_3;$$

$$0,75;\quad \frac{0,75 \times 44}{106} = 0,31;\quad \frac{0,75 \times 18}{106} = 0,13;\quad \frac{0,75 \times 158}{106} = 1,19$$

$$NaOH + CO_2 \rightarrow NaHCO_3;$$

$$1,5;\quad \frac{1,5 \times 44}{40} = 1,65;\quad \frac{1,5 \times 84}{40} = 3,15$$

În tabela 16.1 este redat bilanţul de materiale al coloanei de carbonatare-precipitare.

h. Bilanţul termic al coloanei de carbonatare-precipitare (pentru 1 tonă sodă calcinată)

Condiţii de lucru:

— temperatura gazelor CO_2 38% şi 70% la intrare 35°C;
— temperatura gazelor la ieşire 45°C;

Tabela 16.1

Bilanţul de materiale al coloanei de carbonatare-precipitare

Materiale intrate			Materiale ieşite		
Poziţia	kg/t	%	Poziţia	kg/t	%
Saramură amoniacală carbonatată parţial	7 040,60	88,31	Lapte de bicarbonat	7 642,7	95,86
			– $NaHCO_3$	1 651,3	
– NaCl	1 550		– NH_4HCO_3	167,0	
– Na_2SO_4	15,35		– $(NH_4)_2CO_3$	212,0	
– Na_2CO_3	0,75		– NH_4Cl	1 049,0	
– NaOH	1,50				
– $CaCO_3$	1,35		– NaCl	408,0	
– $Mg(OH)_2$	0,07		– Na_2SO_4	15,25	
– NH_3	470,20		– $CaCO_3$	1,35	
– CO_2	413,00		– $MgCO_3$	0,07	
– H_2O	4 588,38		– H_2O	4 138,73	
Gaze cu 70 % CO_2	648,2	8,13	Gaze epuizate	330,1	4,14
– CO_2	531,0		– CO_2	35,0	
– azot	108,4		– NH_3	27,2	
– H_2O	8,8		– azot	242,9	
			– H_2O	25,0	
Gaze cu 38 % CO_2	284,0	3,56			
– CO_2	146,0				
– azot	134,5				
– H_2O	3,5				
Total	7 972,8	100	Total	7 972,8	100

— temperatura leşiei la intrare, maximum 46°C;
— temperatura laptelui de bicarbonat la ieşire 26°C;
— temperatura apei de răcire la intrare 20°C;
— temperatura apei de răcire la ieşire 35°C;

Călduri intrate:

— căldură fizică a saramurii amoniacale: Q_1

$$Q_1 = m\ c\ t = 7\ 040{,}6 \times 3 \times 40 = 844\ 872\ \text{kJ},$$

în care:

Q_1 este căldura fizică a saramurii amoniacale;
m — cantitatea de saramură în kg;
c — căldura specifică a saramurii amoniacale, kJ/kg°C;
t — temperatura °C,

— căldura fizică a gazelor de la compresoare: Q_2

$$Q_{CO_2} = m \cdot c \cdot t = 677 \times 0{,}92 \times 35 = 21\,799 \text{ kJ};$$

$$Q_{azot} = m \cdot c \cdot t = 242{,}9 \times 1 \times 35 = 8\,502 \text{ kJ};$$

$$Q_{H_2O} = m \cdot H = 12{,}3 \times 2.566 = 31\,562 \text{ kJ}$$

Q_2 total 61 863 kJ

în care H este căldura de vaporizare.

— căldura rezultată din reacţie: Q_3

a) $2\,NH_4OH + CO_2 \rightarrow (NH_4)_2CO_3 + H_2O$ $\quad \Delta H = -91{,}3$ kJ/mol

$$\frac{113}{44} \times 1\,000 \times 91{,}3 = 234\,475 \text{ kJ}$$

b) $(NH_4)_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow 2\,NH_4HCO_3$ $\quad \Delta H = -32{,}6$ kJ/mol

$$\frac{940}{96} \times 1\,000 \times 32{,}6 = 319\,208 \text{ kJ}$$

c) $NaCl + NH_4HCO_3 \rightarrow NaHCO_3 + NH_4Cl$ $\quad \Delta H = -18{,}65$ kJ/mol

solid

$$\frac{1\,651{,}3}{84} \times 1\,000 \times 18{,}55 = 366\,628 \text{ kJ}$$

d) $NaCl + NH_4HCO_3 \rightarrow NaHCO_3 + NH_4Cl$ $\quad \Delta H = -1{,}3$ kJ/mol

soluţie

$$\frac{39{,}15}{84} \times 1\,000 \times 1{,}3 = 605{,}9 \text{ kJ}$$

e) $NH_4OH \rightarrow NH_3 + H_2O$ $\quad \Delta H = +34{,}6$ kJ/mol

$$\frac{101{,}17}{35} \times 1\,000 \times 34{,}6 = -100\,014 \text{ kJ}$$

Total căldura de reacţie: Q_3

$$Q_3 = 234\,475 + 319\,208 + 366\,628 + 605{,}9 - 100\,014 = 820\,903$$

Căldura totală intrată va fi:

$$Q_{t_1} = 844\,872 + 61\,863 + 820\,903$$

$$Q_{t_1} = 1\,727\,638 \text{ kJ/t sodă}$$

Călduri ieşite:

— căldura fizică a gazelor spre spălător (S.B.C.L.): Q_4

$$Q_{CO_2}=35{,}0\times0{,}92\times45=1\ 449\ \text{kJ}$$

$$Q_{NH_3}=27{,}2\times2{,}18\times45=2\ 668\ \text{kJ}$$

$$Q_{azot}=242{,}9\times1\times45=10\ 930\ \text{kJ}$$

$$Q_{H_2O}=25\times2\ 585=64\ 525\ \text{kJ}$$

$$Q_4\ \text{total}=79\ 672\ \text{kJ}$$

— pierderi în mediul ambiant ale suprafeţei exterioare a coloanei: Q_5

$$F=3{,}14\times2{,}750\times26=224\ \text{m}^2$$

$$Q=F\times197=224\times197=44\ 130\ \text{kJ}\quad (q=197\ \text{kJ/m}^2),$$

în care F este suprafaţa exterioară a coloanei ($D=2{,}750$; $H=26$ m).

Pe tona de sodă:

$$Q_5=\frac{44\ 130}{8{,}35}=5\ 280\ \text{kJ/t sodă}$$

— căldura absorbită la destinderea gazelor: Q_6

$$Q_6=48\ 560\ \text{kJ/t sodă}$$

— căldura fizică a suspensiei din coloane la 26°C cu lichidul: Q_7

$$Q_7=6\ 062{,}7\times3\times26=472\ 891\ \text{kJ}$$

Cu precipitalul:

$$1\ 580\times1{,}17\times26=48\ 064\ \text{kJ}$$

$$\text{Total}=520\ 955\ \text{kJ}$$

Căldura ieşită cu gazele şi leşia, inclusiv pierderile:

$$Q_{t_2}=79\ 672+5\ 280+48\ 560+520\ 955$$

$$Q_{t_2}=654\ 467\ \text{kJ}$$

— căldura preluată de apa de răcire: Q_8

$$Q_8=Q_{t_1}-Q_{t_2}=1\ 727\ 638-654\ 467$$

$$Q_8=1\ 073\ 171\ \text{kJ/t sodă.}$$

Căldura totală ieşită: Q_{t_3}

$$Q_{t_3}=79\ 672+5\ 280+48\ 560+520\ 955+$$

$$+1\ 073\ 171=1\ 727\ 638$$

Pe baza datelor de mai sus s-a întocmit bilanţul termic redat în tabela 16.2.

Tabela 16.2

Bilanţul termic al coloanei de carbonatare-precipitare în kJ/t sodă

Călduri intrate			Călduri ieşite		
Poziţia	kJ	%	Poziţia	kJ	%
Căldura fizică a saramurii amoniacale Q_1	844 872	48,90	Căldura fizică a gazelor spre spălător Q_4	79 672	4,61
Căldura fizică a gazelor de la compresoare Q_2	61 853	3,58	Pierderi în mediul ambiant prin suprafaţa exterioară a coloanei Q_5	5 280	0,31
Căldura rezultată din reacţii Q_3	820 903	47,52	Căldura absorbită la destinderea gazelor Q_6	48 500	2,81
			Căldura fizică a suspensiei din coloane Q_7	520 955	30,15
			Căldura preluată de apa de răcire Q_8	1 073 171	62,12
Total	1 727 638	100	Total	1 727 638	100

Necesarul de apă de răcire:

$$m = \frac{Q}{c(t_f - t_i)},$$

în care:

m este necesarul de apă de răcire;
Q — cantitatea de căldură preluată de apă 1 073 171 kJ;
c — căldura specifică = 4,19 kJ/kg grd;
t_f — temperatura finală a apei 35°C;
t_f — temperatura iniţială a apei 20°C.

$$m = \frac{1\,073\,171}{4{,}19\ (35-20)} = \frac{1\,073\,171}{4{,}19 \times 15} = 17\,075 \text{ kg apă/t sodă}$$

$$m = 17{,}1 \text{ m}^3\text{/t sodă}$$

Calculul suprafeței de răcire a coloanei de carbonatare-precipitare. Calculul se efectuează cu ajutorul relației:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_m'},$$

în care:

F este suprafața de răcire necesară;
Q — căldura transferată 1 073 171 kJ/t sodă;
K — coeficientul total de transfer = 248,76 W/m² grd; (conform calcul)

$$\Delta tm = \frac{(t_2 - t_4) - (t_1 - t_3)}{2{,}3 \lg \frac{t_2 - t_4}{t_1 - t_3}} = \frac{(46 - 35) - (26 - 20)}{2{,}3 \lg \frac{46 - 35}{26 - 20}} = 8{,}55°C,$$

în care:

leșia se răcește de la 46°C (t_2) la 26°C (t_1)
apa se încălzește de la 20°C (t_3) la 35°C (t_4)

$$F = \frac{1\,073\,171 \times 1\,000}{248{,}76 \times 8{,}55 \times 3\,600} = 140 \text{ m}^2/\text{t sodă}$$

Determinarea coeficientului total de transfer. Coeficientul total de transfer căldură, K se determină cu relația:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{a_1} + \frac{1}{a_2} + \frac{d_1}{l_1} + \frac{d_2}{l_2} + \frac{d_3}{l_3}}$$

în care:

a_1 este coeficientul de transmitere a căldurii de la perete către apă, în cazul unei țevi drepte cu secțiunea circulară, în W/m² grd;
a_2 — coeficientul de transmitere a căldurii de la suspensia de cristale din coloană către țevi, în W/m² grd;
d_1 — grosimea medie a stratului de bicarbonat de sodiu pe țevi, în m;
l_1 — conductivitatea termică a bicarbonatului de sodiu în W/m. grd.
d_2 — grosimea peretelui țevilor de fontă, în m;
l_2 — conductivitatea termică a peretelui de fontă, în W/m.grd.
d_3 — grosimea stratului de oxizi de fier de pe țeava de fontă, în m;
l_3 — conductivitatea termică a oxizilor de fier, în W/m.grd.

Calcule:

a) a_1 se calculează cu relaţia:

$$a_1 = b \cdot w^{0.87} \cdot d^{-0,13}$$

în care:

b este coeficientul empiric pentru apă şi este egal cu 2 520 (din tabele);

w — viteza de circulaţie a apei de răcire, în ţevile de răcire şi este de circa 0,3 m/s

(se calculează cu relaţia $w = \frac{Q}{S}$ în care Q=debitul în m^3/h şi S=secţiunea);

d — diametrul ţevilor în metri.

deci:

$$a_1 = \frac{2\,520 \times 0,3^{0,87} \times 0,050^{-0,13} \times 4,19 \times 1\,000}{3\,600}$$

$$a_1 = 1\,496 \text{ W/m}^2 \text{ grd}$$

b) a_2 se calculează cu relaţia:

$$a_2 = 300 + 1\,800\sqrt{w}$$

unde w este viteza leşiei în coloana de carbonatare-precipitare şi este de circa 0,0078 m/s

deci:

$$a_2 = \frac{(300 + 1\,800\sqrt{0,0078}) \times 4,19 \times 1\,000}{3\,600}$$

$$a_2 = 534 \text{ W/m}^2 \text{ grd.}$$

c) $\frac{d_1}{l_1}$ — reprezintă rezistenţa termică a stratului de cristale de bicarbonat de sodiu, depus pe ţevi;

d_1 — 0,0025 m (din practică)

l_1 — 2,32 W/m. grd — conductivitatea termică a bicarbonatului de sodiu;

$$\frac{d_1}{l_1} = \frac{0,0025}{2,32}$$

d) $\frac{d_2}{l_2}$ — reprezintă rezistenţa termică a peretelui de fontă al ţevilor;

d_2 = 0,0075 m — grosimea peretelui ţevilor;

l_2 = 47 W/m grd — conductivitatea termică a peretelui de fontă;

$$\frac{d_2}{l_2} = \frac{0,0075}{47}$$

e) $\frac{d_3}{l_3}$ — reprezintă rezistența termică a oxizilor de fier de pe țevi

d_3 = 0,0010 m grosimea stratului de oxizi metalici;

l_3 = 3,5 W/m. grd — conductivitatea termică a oxizilor de fier;

$$\frac{d_3}{l_3} = \frac{0{,}0010}{3{,}5}$$

f) $$K = \frac{1}{\frac{1}{1\,496} + \frac{1}{534} + \frac{0{,}0025}{2{,}32} + \frac{0{,}0075}{47} + \frac{0{,}0010}{3{,}5}}$$

$$K = \frac{1}{0{,}00067 + 0{,}0019 + 0{,}001 + 0{,}00016 + 0{,}00029}$$

$$K = \frac{1}{0{,}00402}$$

$K = 248{,}76$ W/m² grd

5. *Necesarul de reactoare (coloane de carbonatare-precipitare)*

a. După criteriul vitezei de reacție

1) $$v = \frac{1}{V_r} \cdot \frac{dN_A}{dt}$$

în care:

v este viteza de reacție în kg $Na_2CO_3/m^3 \cdot h$

dN_A = kg de $NaHCO_3$ obținut (exprimat în Na_2CO_3 de 98%)

$$dN_A = 157\,500 \text{ kg/coloană}$$

(cifră obținută experimental în întreprinderile de sodă)

dt — timpul elementar în ore = 24 h;

V_r — volumul ocupat de amestecul reactant în reactor = 130 m³ (coloana de carbonatare-precipitare aleasă)

Deci: $$o = \frac{157\,500}{130 \times 24} = 50{,}49 \text{ kg/m}^3 \times \text{h}$$

2) Producţia zilnică conform temei de proiectare este de:

$$P = 630\,000 \text{ kg sodă calcinată cu } 98\% \; Na_2CO_3$$

3) Numărul de reactoare (coloane de carbonatare-precipitare) productive va fi:

$$n = \frac{P}{v \times V_r \times dt}$$

unde:

r este numărul de reactoare;
v — viteza de reacţie;
V_r — volumul reactorului (din spaţiul intertubular)
dt — 24 ore (o zi)

$$n = \frac{630\,000}{50{,}49 \times 130 \times 24} = 4 \text{ bucăţi}$$

b. După criteriul suprafeţei de răcire

Suprafaţa de răcire necesară pentru producţia de 27 t/h carbonat de sodiu:

$$27 \times 140 = 3\,780 \text{ m}^2.$$

Alegînd coloana de carbonatare-precipitare cu 10 compartimente de răcire de cîte 97 m² fiecare, deci: $10 \times 97 = 970$ m².

Numărul de coloane necesar va fi:

$$N = \frac{3\,780}{970} = 4 \text{ coloane}.$$

Se adoptă (pe baza celor două criterii *A* şi *B*):

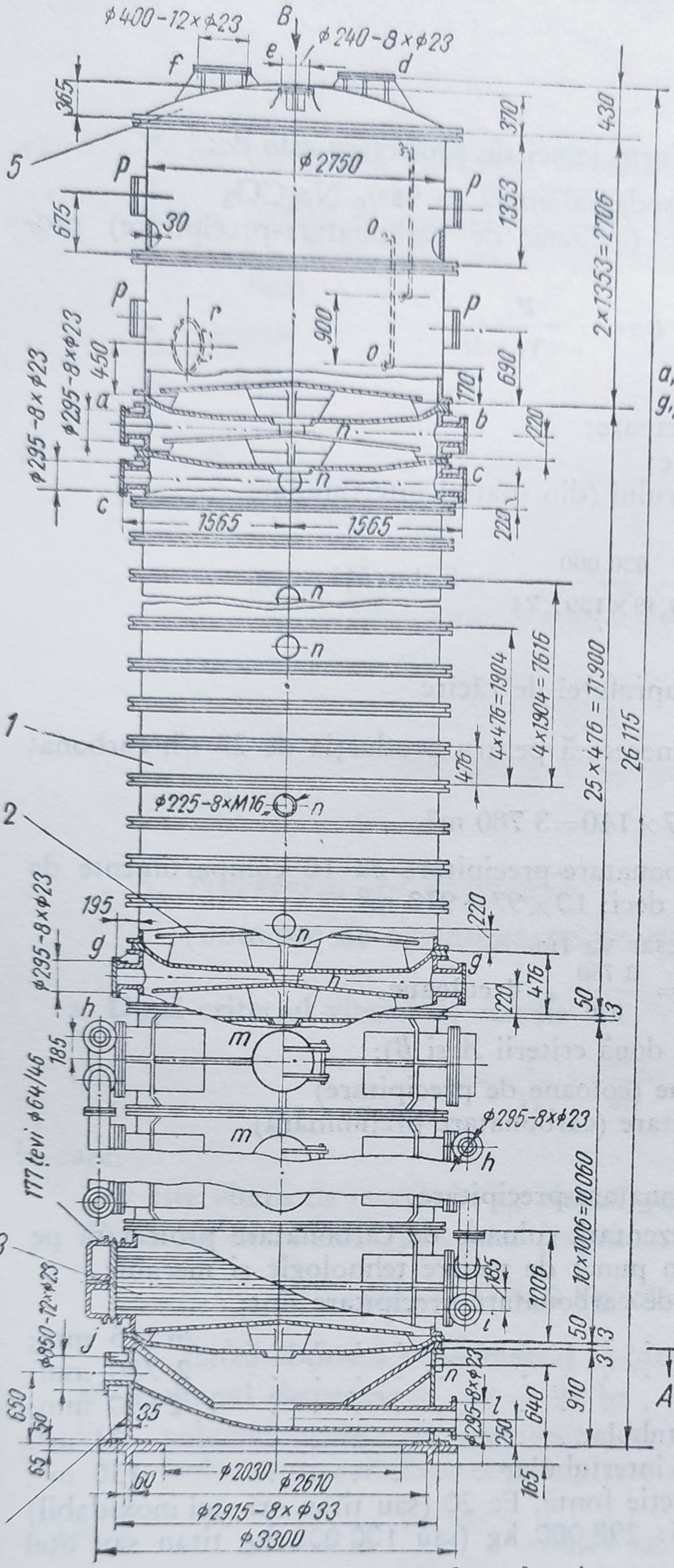
— 4 coloane în funcţiune (coloane de precipitare)
— 1 coloană de carbonatare (carbonatare preliminară)
— 1 coloană de rezervă

Total: 6 coloane de carbonatare-precipitare.

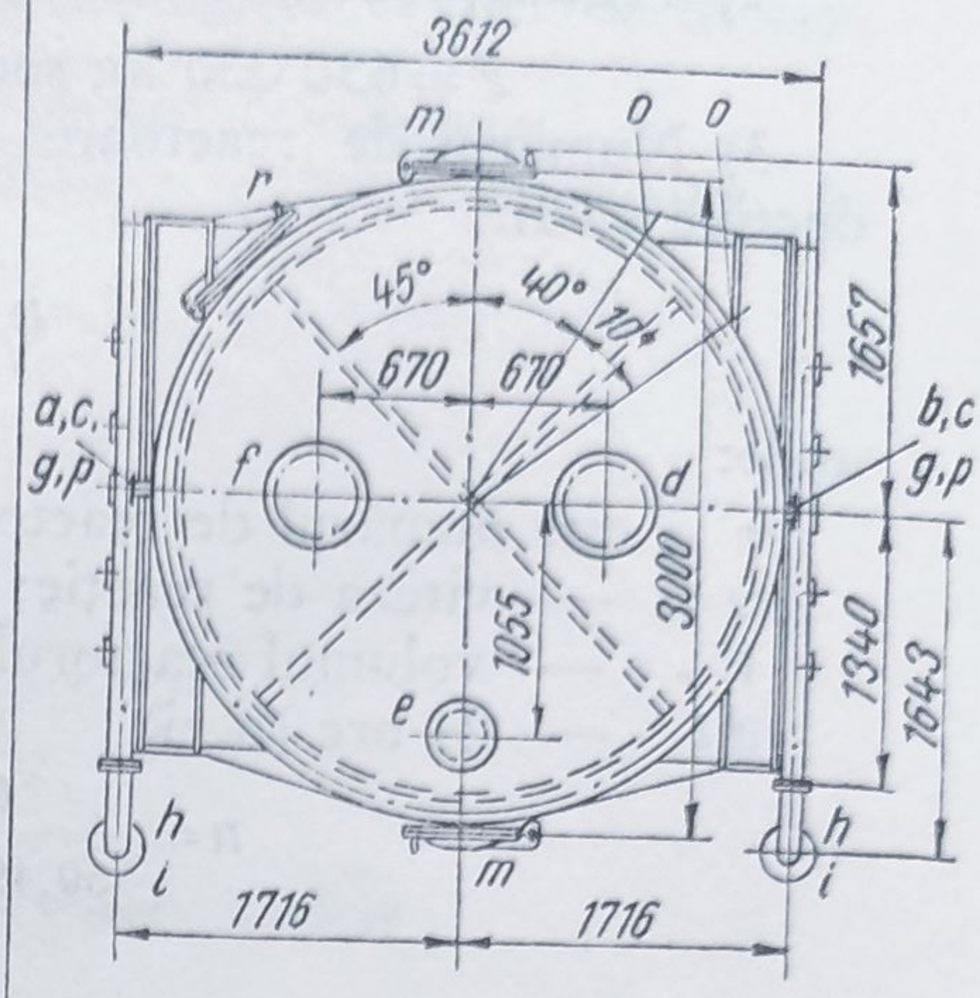
În figura 16.3 este reprezentată coloana de carbonatare proiectată pe baza datelor de mai sus, din punct de vedere tehnologic şi mecanic.

Caracteristicile coloanei de carbonatare-precipitare sînt:

— înălţimea totală . . . . . 26 115 mm;
— diametrul exterior . . . . . 2 750 mm;
— diametrul interior . . . . . 2 690 mm;
— volumul din spaţiul tubular . . . . . 24 m³;
— volumul din spaţiul intertubular . . . . . 130 m³;
— materialul de construcţie fontă, Fc 20 (sau titan ori oţel inoxidabil)
— greutatea netă: fontă: 297 000 kg (sau 100 000 kg titan sau oţel inoxidabil)



Vedere din B



Secțiunea A-A

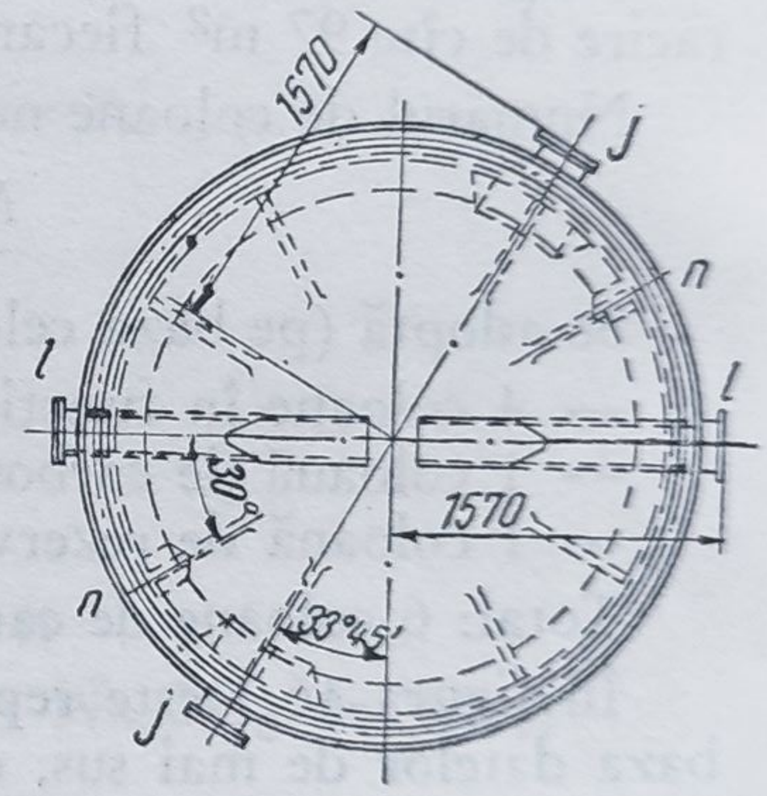


Fig. 16.3. Coloana de carbonatare-precipitare proiectată:

1 — inel; *2* — pasetă; *3* — compartiment de răcire; *4* — fund; *5* — capac: *a* — intrarea saramurii carbonatate (1 buc — Dn 200); *b* — intrarea saramurii amoniacale (1 buc. — Dn 200) pentru spălare; *c* — alimentarea cu lapte de bicarbonat de la golirea coloanei încrustate (2 buc. — Dn 200); *d* — evacuarea gazelor (1 buc. — Dn 200); *e* — alimentarea apei calde sau abur pentru curățire (1 buc. — Dn 150); *f* — supapă de siguranță (1 buc. — Dn 300); *g* — intrarea gazelor cu 40% CO_2 (2 buc — Dn 200); *h* — ieșirea apei (2 buc. — Dn 200); *i* — intrarea apei (2 buc. Dn — 200); *j* — intrarea gazelor cu 70% CO_2 (2 buc. — Dn 250); *l* — evacuarea laptelui de bicarbonat (2 buc. — Dn 200); *m* — gură de vizitare (20 buc. — Dn 400); *n* — rezervă (20 buc. — Dn 150); *o* — indicator de nivel — (4buc.—Dn 20); *p* — vizor (4 buc. — Dn 150); *r* — gură de vizitare (1 buc. — Dn 500).

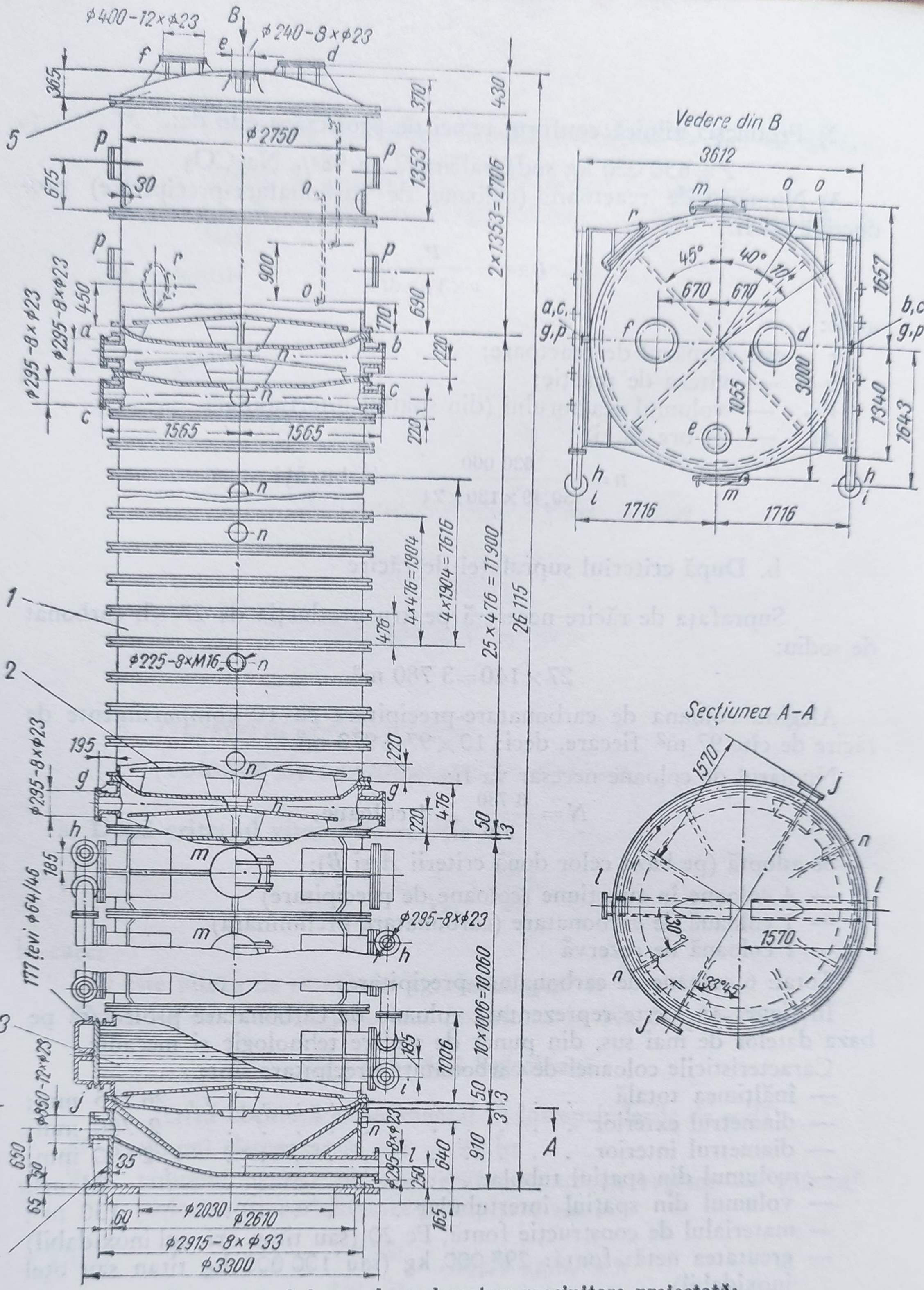


Fig. 16.3. Coloana de carbonatare-precipitare proiectată:

1 — inel; *2* — pasetă; *3* — compartiment de răcire; *4* — fund; *5* — capac: *a* — intrarea saramurii carbonatate (1 buc — Dn 200); *b* — intrarea saramurii amoniacale (1 buc. — Dn 200) pentru spălare; *c* — alimentarea cu lapte de bicarbonat de la golirea coloanei încrustate (2 buc. — Dn 200); *d* — evacuarea gazelor (1 buc. — Dn 200); *e* — alimentarea apei calde sau abur pentru curățire (1 buc. — Dn 150); *f* — supapă de siguranță (1 buc. — Dn 300); *g* — intrarea gazelor cu 40% CO_2 (2 buc — Dn 200); *h* — ieșirea apei (2 buc. — Dn 200); *i* — intrarea apei (2 buc. Dn — 200); *j* — intrarea gazelor cu 70% CO_2 (2 buc. — Dn 250); *l* — evacuarea laptelui de bicarbonat (2 buc. — Dn 200); *m* — gură de vizitare (20 buc. — Dn 400); *n* — rezervă (20 buc. — Dn 150); *o* — indicator de nivel — (4buc.—Dn 20); *p* — vizor (4 buc. — Dn 150); *r* — gură de vizitare (1 buc. — Dn 500).

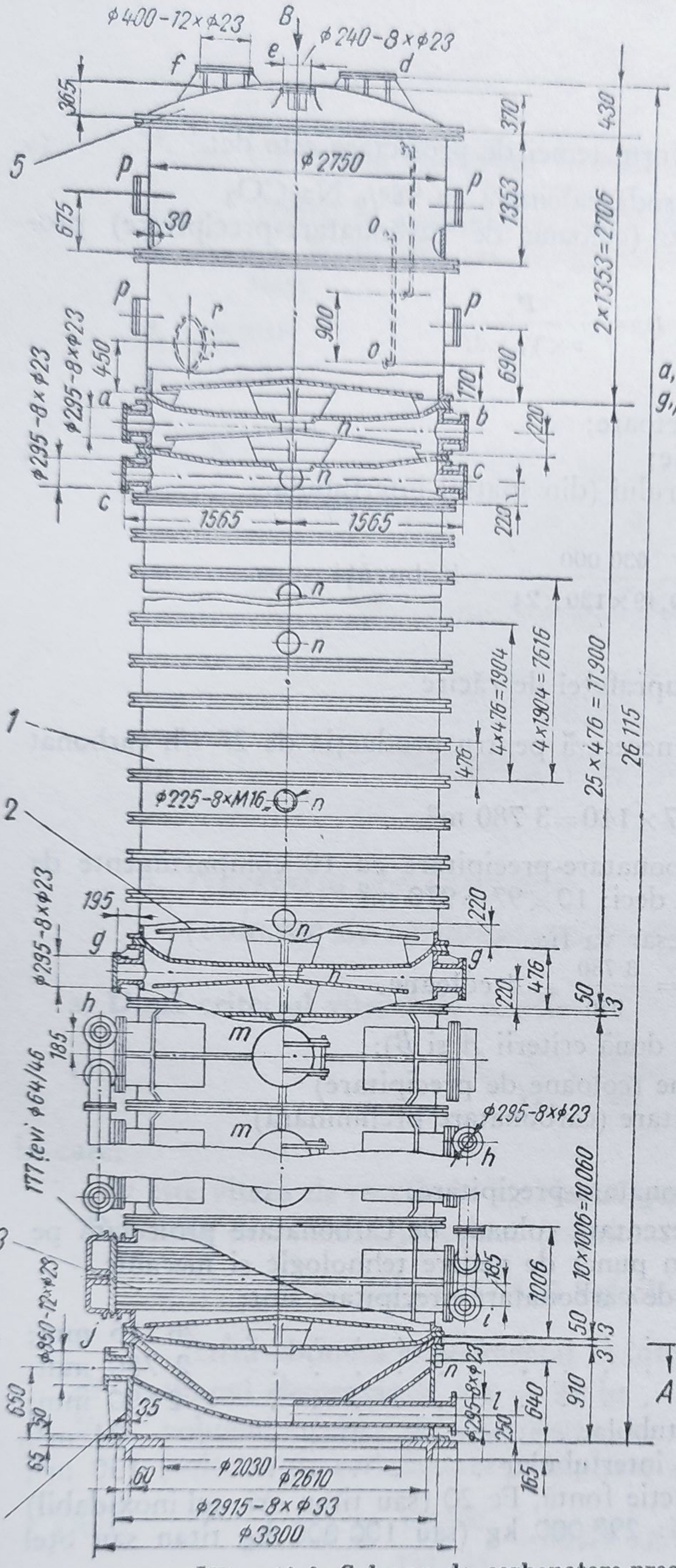


Fig. 16.3. **Coloana de carbonatare-precipitare proiectată:**

1 — inel; *2* — pasetă; *3* — compartiment de răcire; *4* — fund; *5* — capac: *a* — intrarea saramurii carbonatate (1 buc — Dn 200); *b* — intrarea saramurii amoniacale (1 buc. — Dn 200) pentru spălare; *c* — alimentarea cu lapte de bicarbonat de la golirea coloanei încrustate (2 buc. — Dn 200); *d* — evacuarea gazelor (1 buc. — Dn 200); *e* — alimentarea apei calde sau abur pentru curățire (1 buc. — Dn 150); *f* — supapă de siguranță (1 buc. — Dn 300); *g* — intrarea gazelor cu 40% CO_2 (2 buc — Dn 200); *h* — ieșirea apei (2 buc. — Dn 200); *i* — intrarea apei (2 buc. Dn — 200); *j* — intrarea gazelor cu 70% CO_2 (2 buc. — Dn 250); *l* — evacuarea laptelui de bicarbonat (2 buc. — Dn 200); *m* — gură de vizitare (2 buc. — Dn 400); *n* — rezervă (20 buc. — Dn 150); *o* — indicator de nivel — (4buc.—Dn 20); *p* — vizor (4 buc. — Dn 150); *r* — gură de vizitare (1 buc. — Dn 500).

Coloana este formată din:
— un inel de bază de $\varnothing = 2\,750$ şi $h = 910$ mm cu un suport de 165 mm;
— 10 compartimente de răcire de $\varnothing = 2\,750$ şi $h = 1\,006$ mm.
Suprafaţa de transfer = $10 \times 97 = 970$ m²;
— 25 inele de $\varnothing = 2\,750$ mm şi $h = 1\,353$ mm;
— 1 capac de $\varnothing = 2\,750$ mm şi $h = 430$ mm;
— presiunea de lucru în spaţiul intertubular 4,5 daN/cm²,
— presiunea de lucru în spaţiul tubular 4 daN/cm²;
— temperatura de lucru: 26—62°C.

6. *Consumurile specifice de materii prime, auxiliare şi utilităţi*

Pe baza bilanţurilor de materiale şi termice, precum şi pe baza datelor de exploatare de la întreprinderile de sodă din ţară şi străinătate se stabilesc următoarele consumuri specifice de materii prime principale, auxiliare şi utilităţi pe tona de sodă calcinată:

— calcar (100% $CaCO_3$) . . . . . 1,25—1,4 t/t;
— cocs (29 300 kJ/kg) . . . . . 0,100—0,106 t/t;
— sare (100% NaCl) . . . . . 1,550—1,600 t/t;
— amoniac (100% NH_3) . . . . . 2,5—3 kg/t;
— sulfură de sodiu (100% Na_2S) . . . . . 1,5—2 kg/t sodă;
— sodă (98% Na_2CO_3) . . . . . 15—20 kg/t sodă;
— hidroxid de sodiu (98% NaOH) . . . . 2,1—2,5 kg/t sodă;
— apă industrială (20°C) . . . . . 80—100 m³/t;
— abur (12 daN/cm² şi 325°C) . . . . . 2,3—2,4 t/t;
— abur (5 daN/cm² şi 170°C) . . . . . 1,5—1,7 t/t;
— energie electrică . . . . . 80—100 kWh/t;
— gaz metan (36 000 KJ/kg) . . . . . 115—120 Nm³/t.

Capitolul 17

MONTAJUL, PROBA ŞI PUNEREA ÎN FUNCŢIUNE A REACTOARELOR CHIMICE

A. MONTAJUL REACTOARELOR

Industria chimică se distinge printr-o mare varietate de reactoare chimice şi utilaje în general, care necesită lucrări mari de montaj, de întreţinere şi reparaţii.

Montajul reactoarelor chimice, utilajelor, echipamentelor şi materialelor se face în conformitate cu documentaţia tehnică, cuprinsă în proiectele de montaj de execuţie (planuri de amplasare, schema de montaj, scheme izometrice) sau după machete.

La montarea utilajelor se va ţine seama de prescripţiile tehnice din cărţile tehnice livrate de către întreprinderile furnizoare.

Pentru recipientele sub presiune se vor respecta instrucţiunile I.S.C.I.R. C4—73 (Inspectoratul de Stat pentru Cazane şi Instalaţii de Ridicat). (Pentru conducte şi trasee sub presiune: Normativ I.S.C.I.R. C 15-75).

În cazul reactoarelor chimice care prezintă pericol în funcţionare (lucrează cu substanţe explozive, inflamabile, la presiuni înalte şi temperaturi ridicate) se aplică măsuri speciale de siguranţă.

Înainte de începerea montajului reactorului chimic, se fac o serie de verificări după cartea tehnică a acestuia:

— verificarea calităţii materialelor;
— verificarea execuţiei corecte de către întreprinderea furnizoare;
— verificarea aspectului şi dimensiunilor;
— verificarea marcării;
— încercarea la presiunea hidraulică;
— încercarea pneumatică de etanşeitate;
— alte verificări şi încercări.

Toate aceste verificări se execută de către organele I.S.C.I.R. sau de către personalul autorizat de I.S.C.I.R., la întreprinderea constructoare (dacă reactorul se livrează complet asamblat) sau la beneficiar (dacă reactorul se livrează în subansamble şi se asamblează la locul de montaj).

B. PROBA REACTOARELOR

În vederea punerii în funcţiune, asupra reactoarelor se efectuează următoarele probe cu caracter general:

— proba hidraulică (sau pneumatică), desfăşurată conform instrucţiunilor C4—C6, elaborate de I.S.C.I.R (v. partea I a manualului de Exploatare şi întreţinere a utilajelor şi instalaţiilor din industria chimică — clasa a XI-a).

— proba mecanică.

C. PORNIREA REACTOARELOR

La pornirea instalaţiilor cu reactoare chimice se disting următoarele faze:

— probele mecanice;

— lucrări de pornire şi de punere în funcţiune;

— probele de performanţă.

Se iau în considerare:

— punctele de măsură şi analiză;

— normele şi standardele de analize pentru materiile prime şi produsele finite.

1. *Probe mecanice*

Reactoarele chimice, utilajele, echipamentele şi materialele ce compun o instalaţie a industriei chimice, vor fi supuse probelor mecanice în conformitate cu normele, standardele, condiţiile tehnice de execuţie şi montaj specifice fiecărui tip de reactor, utilaj, echipament şi material, precum şi cu instrucţiunile de punere în funcţiune.

În întreprinderile constructoare, reactoarele chimice şi echipamentele sînt supuse, după specificul lor, probelor de etanşeitate, de presiune, probelor la bancul de încercări pentru verificarea parametrilor proiectaţi, încercării de funcţionare în gol, de rodaj preliminar sau probelor de preasamblare pentru echipamentele agabaritice.

Aceste probe sînt consemnate în certificatele de calitate şi în documentaţia de recepţie ce însoţesc cartea reactorului sau echipamentelor la livrarea lor.

Pe şantier se vor efectua probele mecanice prevăzute în instrucţiunile de montaj şi punere în funcţiune, necesare verificării reactoarelor chimice şi echipamentelor după transportul şi manipulările efectuate,

pînă la montajul lor, pentru verificarea montajului şi pentru confirmarea pregătirii din punct de vedere mecanic a ansamblului instalaţiilor pentru punerea în funcţiune şi operare.

Lucrările preliminare comune sînt:

— blocarea sau izolarea reactoarelor chimice şi echipamentelor şi demontarea aparatelor, supapelor şi altor dispozitive ce nu pot fi izolate în timpul curăţirii şi spălării;

— introducerea de plăci cu orificii sau filtre temporare în punctele prevăzute în instrucţiuni, pentru reţinerea materiilor străine detaşate;

— execuţia de racorduri provizorii pentru spălări şi suflaje şi pentru goliri;

— curăţirea, spălarea cu apă şi / sau suflajul cu abur sau aer;

— completarea şi verificarea montării tuturor pieselor interioare.

Lucrări specifice, pe grupe de reactoare chimice, utilaje, echipamente. Pentru toate tipurile de reactoare chimice, utilaje şi echipamente înainte de punerea în funcţiune se vor efectua pe şantier toate probele mecanice, cuprinse în instrucţiunile respective, întocmindu-se fişe pentru certificarea efectuării probelor pentru fiecare echipament în parte.

Pentru principalele grupe de utilaje, probele de încercări mecanice vor cuprinde operaţiile arătate în cele ce urmează.

Reactoarele chimice, recipientele şi rezervoarele fără presiuni vor fi supuse probei de etanşeitate cu apă înainte de fixarea lor pe fundaţii, după care se va putea începe montajul lor.

Un al doilea control al etanşeităţii se va face cu ocazia probelor de funcţionare cu apă a instalaţiilor în ansamblul ei.

Pentru reactoarele şi utilajele agabaritice care se sudează şi asamblează pe şantier, se va efectua în plus controlul sudurilor de montaj, conform prevederilor din proiectul de execuţie al utilajelor, cu substanţe detectoare de neetanşeităţi (petrol+cretă etc.) şi / sau prin control cu raze X sau raze γ, în proporţia prescrisă în proiectul de execuţie conform normelor.

Reactoarele chimice, recipientele şi utilajele sub presiune, ce intră sub controlul metrologic — I.S.C.I.R. — vor fi supuse probelor hidraulice sau pneumatice în conformitate cu prescripţiile corespunzătoare.

În cazul utilajelor sub presiune asamblate pe şantier, se va executa în plus, controlul sudurilor cu raze X, sau γ, în procentul prescris de norme şi de instrucţiunile metrologice.

La reactoarele chimice şi echipamentele cu mecanisme în mişcare se va efectua:

— verificarea tuturor punctelor de ungere şi a sistemelor de lubrifiere şi umplerea cu uleiuri şi unsori conform prescripţiilor;

— verificarea centrajelor şi rotirii corecte a pieselor în mişcare şi a mecanismelor de antrenare;

— verificarea instalaţiei electrice aferente;

— rodajul în gol a părţii mecanice conform prescripţiilor (24—72 ore);

— controlul funcţionării şi reglaje necesare pentru întreg ansamblul utilajului.

La conductele aferente reactoarelor chimice şi utilajelor se efectuează:

— Probe hidraulice sau pneumatice, conform prescripţiilor din instrucţiuni pentru controlul etanşeităţii circuitelor pantelor şi robineţilor.

— Verificarea robineţilor şi supapelor de siguranţă înainte de montarea lor în circuite, prin probe hidraulice corespunzătoare normelor.

— Controlul sudurilor cu raze X, sau γ, în proporţia prevăzută în instrucţiuni, pentru circuitele de abur, aer comprimat şi fluide agresive.

Probe pe ansamblul instalaţiilor. După efectuarea probelor menţionate pe ansamblul instalaţiei de reactoare, echipamente şi utilaje se trece la verificarea curăţirilor şi purjărilor necesare, la scoaterea elementelor de blocare, filtrare, drenaj etc.

Se execută legăturile definitive (în cazul în care nu sînt alte prevederi în instrucţiunile detaliate de finalizare a probelor mecanice).

Se montează aparatura demontată pe timpul curăţirilor cu excepţia celei care este prevăzută a fi montată numai la punerea în funcţiune, aceasta fiind în prealabil calibrată şi încărcată (aparatura de măsură, control şi automatizare).

Se verifică toate elementele de fixare.

Se verifică instalaţiile electrice de forţă şi lumină pe ansamblul instalaţiei.

Se porneşte în gol instalaţia, verificîndu-se funcţionarea în ansamblu, sistemele de interblocare, semnalizările funcţionării agregatelor; se face controlul circuitelor de comandă şi semnalizare.

Instalaţiile în care se vehiculează lichide, se vor umple treptat cu apă, (în afară de cazurile cu excepţii) care va fi vehiculată pe zone conform prescripţiilor, verificîndu-se din nou etanşările şi funcţionarea sub sarcină a pompelor, a indicatoarelor de nivel, cît şi a circuitelor de comandă şi semnalizare.

După verificare, instalaţiile se golesc complet.

După efectuarea tuturor corecturilor, reglajelor şi verificărilor pentru fiecare unitate de producţie se poate trece la faza de punere în funcţiune.

2. *Lucrări de pornire și punere în funcțiune*

Lucrările de demarare (pornire) și punere în funcțiune se vor pregăti și realiza în conformitate cu instrucțiunile detaliate de pornire, punere în funcțiune și operare, elaborate de proiectant.

Lucrările se vor desfășura conform programului stabilit și constau din:

1) Operații preliminare pornirii și punerii în funcțiune, cu caracter comun tuturor reactoarelor.

2) Operații de pornire — propriu-zisă, specifice fiecărui tip de reactor.

Operațiile preliminare pornirii și punerii în funcțiune, constau din:

— verificarea conexiunilor dintre secțiile tehnologice, asigurîndu-se ca circuitele tehnologice de legătură să fie gata pentru intrarea în funcțiune;

— eliminarea tuturor legăturilor provizorii și efectuarea legăturilor definitive pentru alimentarea cu energie electrică, abur, apă, aer comprimat, pentru evacuări și canalizări, făcîndu-se toate verificările prescrise pentru aceste încercări;

— verificarea tuturor lucrărilor de construcții și finisaje, care nu se vor mai putea realiza după intrarea în funcțiune fără opriri ale instalațiilor, precum și a lucrărilor prescrise de normele de tehnica securității muncii și de pază contra incendiilor;

— executarea lucrărilor de vopsitorii și se completează lucrările de izolații termice, lăsîndu-se libere joantele și zonele de etanșare.

Pornirea reactoarelor:

Operațiile de pornire și punere în funcțiune se desfășoară în ordinea fluxului tehnologic și în conformitate cu instrucțiunile de punere în funcțiune și operare elaborate de proiectant, cercetător și uzină.

Fiecare instalație va fi pusă în funcțiune în momentul asigurării stocurilor minime de materii prime și auxiliare și asigurarea utilităților.

De exemplu: la purificarea saramurii (precipitarea ionilor de calciu cu soluție de carbonat de sodiu și a ionilor de magneziu cu lapte de var), se execută operațiile:

— se începe pomparea saramurii brute în reactor;

— se începe pomparea (cu pompe dozatoare) a soluțiilor de carbonat de sodiu și lapte de var la debitele și concentrațiile prescrise;

— se pornește și se alimentează decantorul de nămol cu suspensia din reactor;

— saramura purificată clară de la partea superioară din jgheabul superior al decantorului este dirijată la rezervorul tampon de saramură purificată;

— nămolul de la partea inferioară a decantorului este evacuat în rezervorul cu agitator și dirijat la halda de șlam.

3. *Probe de performanță*

După atingerea parametrilor proiectați după un timp prescris de funcționare al instalației se alege o perioadă de la 3—7 zile, prin care se demonstrează:

— capacitatea proiectată;
— calitatea produsului obținut garantat;
— consumurile specifice proiectate.

4. *Puncte de măsură și analiză*

Prin proiect se stabilesc punctele de măsură ale materiilor prime, auxiliare, produse finite și utilități, precum și locurile de unde se prelevează probele pentru analiză.

De exemplu: contoare la dozatoarele de materii prime, produse finite (însăcuire), utilități: apă, abur, gaze naturale, energie electrică.

5. *Normele și standardele analizelor pentru materii prime și produse finite*

Pentru fiecare fabricație, în standardele și normele interne pentru materiile prime și produsele finite sînt descrise metodele de analiză.

Acestea se execută în punctele de control din secții și în laboratoarele din secții și laboratorul central.

Rezultatele obținute se consemnează în buletinele de analiză, în registrele de la laboratorul central (în special probele medii) și în rapoartele de fabricație.

Pe baza rezultatelor obținute se corectează și dirijează procesul de producție.

— saramura purificată clară de la partea superioară din jgheabul superior al decantorului este dirijată la rezervorul tampon de saramură purificată;

— nămolul de la partea inferioară a decantorului este evacuat în rezervorul cu agitator și dirijat la halda de șlam.

3. *Probe de performanță*

După atingerea parametrilor proiectați după un timp prescris de funcționare al instalației se alege o perioadă de la 3—7 zile, prin care se demonstrează:

— capacitatea proiectată;
— calitatea produsului obținut garantat;
— consumurile specifice proiectate.

4. *Puncte de măsură și analiză*

Prin proiect se stabilesc punctele de măsură ale materiilor prime, auxiliare, produse finite și utilități, precum și locurile de unde se prelevează probele pentru analiză.

De exemplu: contoare la dozatoarele de materii prime, produse finite (insăcuire), utilități: apă, abur, gaze naturale, energie electrică.

5. *Normele și standardele analizelor pentru materii prime și produse finite*

Pentru fiecare fabricație, în standardele și normele interne pentru materiile prime și produsele finite sînt descrise metodele de analiză.

Acestea se execută în punctele de control din secții și în laboratoarele din secții și laboratorul central.

Rezultatele obținute se consemnează în buletinele de analiză, în registrele de la laboratorul central (în special probele medii) și în rapoartele de fabricație.

Pe baza rezultatelor obținute se corectează și dirijează procesul de producție.

CUPRINS

Cap. 1. **Difuziunea** 3

A. Noţiuni generale 3

B. Ecuaţiile fundamentale ale difuziunii 5

C. Aplicaţii 11

Cap. 2. **Absorbţia** 12

A. Mecanismul şi desfăşurarea procesului 12

B. Elemente de calcul al procesului de absorbţie 14

C. Utilaje pentru absorbţie 20

D. Exploatarea şi întreţinerea utilajelor de absorbţie 27

E. Aplicaţii 30

Cap. 3. **Distilarea şi rectificarea** 37

A. Mecanismul şi desfăşurarea proceselor de distilare şi rectificare 37

B. Elemente de calcul ale proceselor de distilare şi rectificare 44

C. Utilaje pentru rectificare 57

D. Exploatarea şi întreţinerea coloanelor pentru rectificare 60

E. Aplicaţii 60

Cap. 4. **Extracţia** 67

A. Mecanismul şi desfăşurarea procesului 67

B. Elemente de calcul al procesului de extracţie 71

C. Utilaje pentru extracţie 74

D. Exploatarea şi întreţinerea utilajelor pentru extracţie 79

E. Aplicaţii 83

Cap. 5. **Adsorbţia** 85

A. Mecanismul şi desfăşurarea proceselor 85

B. Utilaje pentru adsorbţie 88

C. Exploatarea şi întreţinerea utilajelor pentru adsorbţie 88

Cap. 6. **Fluidizarea** 96
A. Mecanismul și desfășurarea procesului 96
B. Utilaje și instalații pentru fluidizare 98
C. Elementele de construcție și montaj la utilajele și instalațiile în strat fluidizat 100
D. Exploatarea și întreținerea utilajelor și instalațiilor în strat fluidizat 100
Cap. 7. **Cristalizarea** 103
A. Mecanismul și desfășurarea procesului 103
B. Elemente de calcul al procesului de cristalizare 105
C. Utilaje pentru cristalizare 107
D. Exploatarea și întreținerea utilajelor pentru cristalizare 111
E. Aplicații 111
Cap. 8. **Sublimarea** 112
A. Mecanismul și desfășurarea procesului 112
B. Utilaje și instalații pentru sublimare-desublimare 113
C. Exploatarea și întreținerea utilajelor de sublimare 114
Cap. 9. **Uscarea** 116
A. Mecanismul și desfășurarea procesului 116
B. Elemente de calcul al procesului de uscare 117
C. Utilaje pentru uscare 127
D. Exploatarea și întreținerea uscătoarelor 131
E. Aplicații 132
Cap. 10. **Reactoare chimice** 135
A. Noțiuni introductive 135
B. Clasificarea reacțiilor și a reactoarelor chimice 137
Cap. 11. **Tipuri principale de reactoare** 144
A. Reactoare pentru reacții omogene în fază gazoasă 144
B. Reactoare pentru reacții omogene în fază lichidă (lichide miscibile) 150
C. Reactoare pentru reacții eterogene în fază lichidă (lichide nemiscibile) 153
D. Reactoare pentru reacții eterogene în sistemul gaz-lichid 155
E. Reactoare pentru reacții necatalitice în sistemul eterogen gaz-solid 162
F. Reactoare pentru reacții catalitice în sistemul eterogen gaz-lichid 167
G. Reactoare pentru reacții în sistemul eterogen lichid-solid 181
H. Alte tipuri de reactoare 187

Cap. 12. **Materiale folosite în construcţia maşinilor, aparatelor şi a utilajelor (reactoarelor) chimice** 197

Cap. 13. **Coroziunea în industria chimică şi petrochimică** 199

Cap. 14. **Instalaţii auxiliare** 208

Cap. 15. **Măsuri de protecţie a muncii, de pază şi stingere a incendiilor** 214

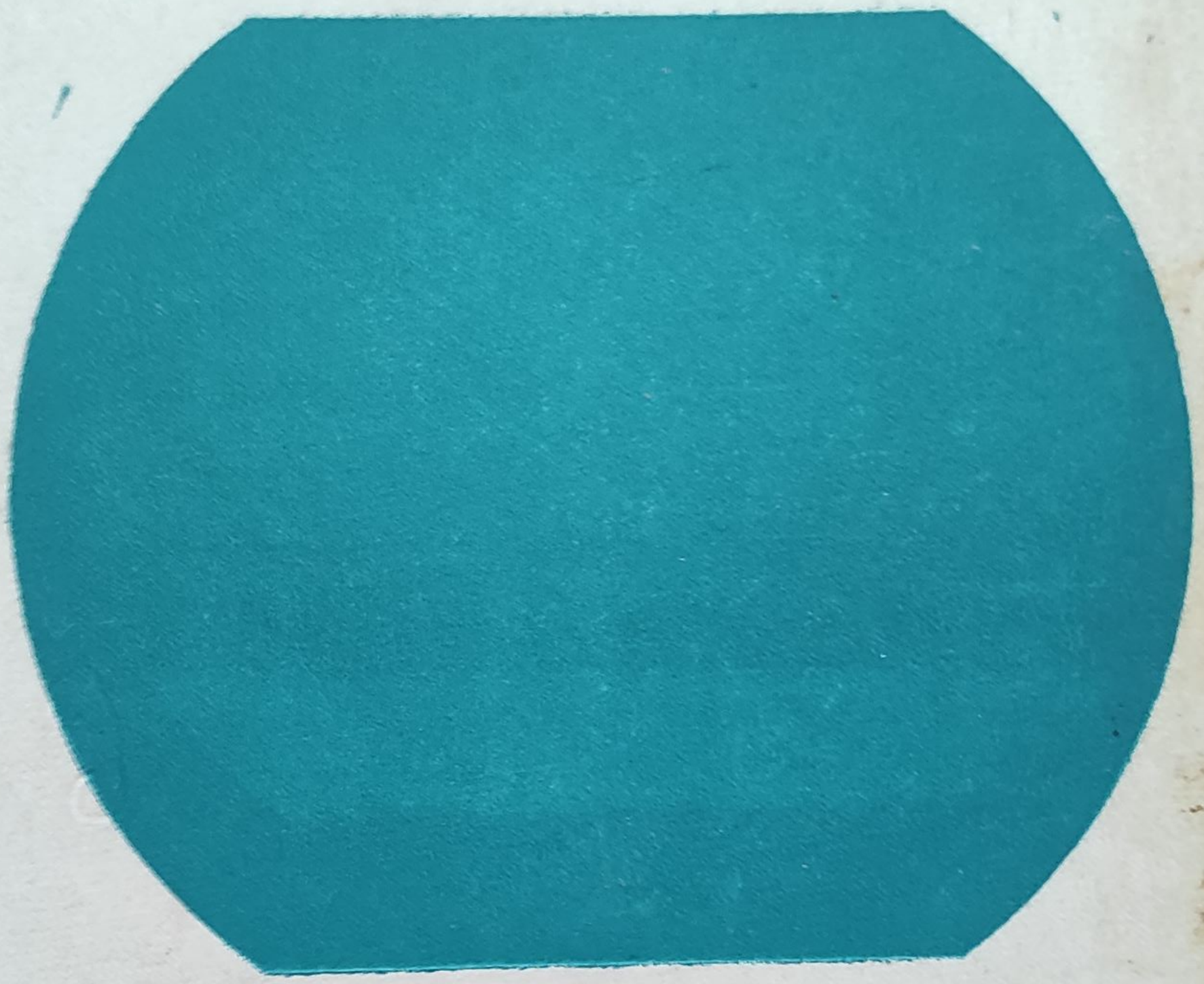
A. Măsuri de protecţie a muncii 215
B. Măsuri de pază şi stingere a incendiilor 217

Cap. 16. **Calculul (proiectarea) unui reactor din industria chimică** 222

Cap. 17. **Montajul, proba şi punerea în funcţiune a reactoarelor chimice** 242

A. Montajul reactoarelor 242
B. Proba reactoarelor 243
C. Pornirea reactoarelor 243

20 L

235681

Lei 8,20